

UNIVERSITÉ DU QUÉBEC À TROIS-RIVIÈRES

FERMETURE DE CIRCUITS D'EAU DANS UNE USINE DE DÉSENCRAGE

MÉMOIRE PRÉSENTÉ

COMME EXIGENCE PARTIELLE

DE LA MAÎTRISE EN SCIENCES DES PÂTES ET PAPIERS

Par

DJÉNÉBA DJIRÉ

AVRIL 2001

2014

Université du Québec à Trois-Rivières

Service de la bibliothèque

Avertissement

L'auteur de ce mémoire ou de cette thèse a autorisé l'Université du Québec à Trois-Rivières à diffuser, à des fins non lucratives, une copie de son mémoire ou de sa thèse.

Cette diffusion n'entraîne pas une renonciation de la part de l'auteur à ses droits de propriété intellectuelle, incluant le droit d'auteur, sur ce mémoire ou cette thèse. Notamment, la reproduction ou la publication de la totalité ou d'une partie importante de ce mémoire ou de cette thèse requiert son autorisation.

Remerciements

Je voudrais remercier le directeur et le co-directeur de ce travail de mémoire, le Dr Rémi Lebrun et le Dr. Luc Laperrière pour leur soutien technique et financier. Aussi, je remercie le département de génie chimique et sa secrétaire Mme Thérèse Goneau.

Mes remerciements vont également à l'endroit d'Hydro-Québec pour son apport financier et au Conseil de Recherches en Sciences Naturelles et en Génie (CRSNG) pour les subventions fournies.

Je tiens également à remercier M. Conrad Boissonneault, directeur de la compagnie de désencrage CMD au Cap-de-la -Madeleine ainsi que l'ensemble de son personnel pour leur entière disponibilité et leur support technique.

Enfin, ce travail n'aurait pu avoir lieu sans le soutien et la bénédiction de mes parents et amis, que je remercie vivement.

Résumé

L'industrie canadienne des pâtes et papiers ayant atteint maturité, la construction de nouvelles usines semble improbable à court et à moyen termes. Les projets de fermeture sont donc à priori des rétro installations (1).

Leur envergure est déterminée par des contraintes techniques et économiques autant que par des objectifs environnementaux.

La fermeture des circuits d'eau permet de réduire la consommation d'eau, la quantité d'effluent à traiter ainsi que la perte de chaleur et de quantité de fibres. A cela il faut ajouter la possibilité de recyclage de certains produits chimiques dans le procédé de mise en pâte notamment dans le cadre des procédés de désencrage de papier.

Notons cependant qu'un haut niveau de fermeture, sans moyen de traitement efficace des eaux, peut entraîner une difficulté des opérations de mise en pâte. Dans le cas du désencrage on peut obtenir une qualité de pâte inférieure due à l'accumulation des substances dissoutes ou colloïdales ou encore, de dépôt de colles.

La solution envisageable, comme traitement efficace des eaux, se situe dans l'utilisation de technologies membranaires (2).

Cette étude se situe dans le cadre de la conception et de l'optimisation de la fermeture des circuits d'eau dans une usine de désencrage de vieux papiers. Dans le but de traiter de manière efficace la totalité des eaux rejetées par le procédé et de les recycler, le procédé de base de l'usine existant a été modifié comme suit: une ségrégation des eaux de rejets a été effectuée en fonction de leur alcalinité et de leur acidité. Les technologies membranaires ont été choisies comme moyens de traitements des eaux. Les membranes d'ultrafiltration ont permis le traitement puis le recyclage des eaux usées de la zone alcaline du procédé, tandis que les membranes de nanofiltration et d'osmose inverse ont servi à filtrer les eaux de la zone acide du procédé. Le perméat obtenu par la membrane d'osmose inverse (puisque dénué d'acide et qualifié de pur) a été utilisé pour combler le

besoin en eau de la zone alcaline du procédé, alors que le concentrat enrichi d'acide va diminuer le besoin en acide dans la zone acide du procédé.

Le logiciel CADSIM PLUS a servi de support à la simulation de ce procédé. La réconciliation des valeurs simulées par rapport à la réalité a été effectuée par une comparaison entre le bilan de matière de l'usine actuelle sur le logiciel Excel et les valeurs obtenues de la simulation. Les écarts mesurés se sont avérés souvent très faibles (inférieurs à 10%).

Le zéro effluent a pu être atteint en diminuant la demande d'eau fraîche nécessaire dans le procédé de près de 90%, alors que les quantités de soude caustique, de silicate et d'acide utilisées pour l'ajustement du pH ont diminué respectivement de 73%, 46% et 68%.

Table des Matières

Remerciements	i
Résumé	ii
Table des Matières	iv
Liste des tableaux	vii
Liste des figures	viii
Chapitre 1 -Introduction	1
1.1 Problématique	1
1.2 Objectifs	3
Chapitre 2 -Fermeture de circuits d'eau et diminution de la charge polluante des usines papetières	5
2.1 Évolution des rejets et de la consommation d'eau dans les usines papetières ...	5
2.2 Réduction de la charge polluante et traitement des eaux usées	6
2.2.1 Mesures internes de traitement des effluents.....	6
2.2.2 Les mesures externes de contrôle de pollution	7
2.3 Avènement du traitement tertiaire	8
2.3.1 Utilisation des membranes dans les usines papetières	8
2.3.2 Description du système de traitement par membranes.....	9
Chapitre 3 -Le procédé de désencrage par flottation	13
3.1 La notion de désencrage	13
3.2 Les contaminants issus du procédé désencrage	15
3.3 Les produits chimiques du désencrage	18
3.3.1 L'hydroxyde de sodium (NaOH).....	18
3.3.2 Le chlorure de calcium (CaCl ₂)	19
3.3.3 Le peroxyde d'hydrogène (H ₂ O ₂)	19
3.3.4 Le silicate de sodium (Na ₂ SiO ₃)	20
3.3.5 Les dispersants.....	20
3.3.6 Les agents tensioactifs ou surfactants.....	21
3.3.7 Les agents de chélation (DTPA communément utilisé).....	21
3.4 Les étapes et les équipements du procédé de désencrage par flottation.	22
3.4.1 Réception et manutention.....	22

3.4.2	Trituration.....	22
3.4.3	Épuration et tamisage grossier.....	24
3.4.5	Épuration légère et lourde	26
3.4.6	Épaississement.....	27
3.4.7	Entreposage et blanchiment.....	27
3.4.8	Lavage, pressage et dispersion	28
3.4.9	Mise en feuille	29
3.4.10	Clarification	30
3.5	Caractérisation des effluents du désencrage	30
3.6	Le traitement des eaux du procédé de désencrage	33
Chapitre 4 -Conception du procédé de désencrage avec la fermeture des circuits		
d'eau	34
4.1	Objectifs.....	34
4.2	Conditions opératoires du procédé de désencrage	34
4.2.1	Conditions d'opération du procédé.....	34
4.2.2	Données utilisées dans l'usine de désencrage	36
4.3	Simulation du procédé	36
4.3.1	Description du logiciel	36
4.3.2	Simulation du procédé de désencrage.....	37
4.3.3	Qualité désirée pour le produit final	40
4.4	Conception de la boucle de recyclage du procédé	41
Chapitre 5 -Résultats et discussion.....		
5.1	Résultats obtenus avec les membranes	44
5.2	Bilan de matière de l'usine de désencrage.....	48
5.2.1	Bilan sur l'eau de l'usine.....	48
5.2.2	Bilan sur les solides	50
5.2.3	Validation du bilan de matière	51
5.3	Simulation	52
5-3-1	Choix des membranes	52
5.3.2	Résultats du bilan de matière de l'usine en circuit fermé par simulation	53
5.3.3	Validation de la simulation	56

5.4	Analyse économique.....	57
5.4.1	Économie réalisée sur les produits chimiques.....	57
5.4.2	Économie d'eau fraîche.....	58
5.4.3	Économie d'énergie utilisée pour le chauffage de l'eau	58
Chapitre 6 -Conclusion		61
Bibliographie		63
Annexes		64

Liste des tableaux

Tableau 2.1	Caractéristiques des procédés de séparation par membranes (16)	11
Tableau 3.1	Description des contaminants rencontrés lors du désencrage	16
Tableau 3.2	Caractéristiques des contaminants du désencrage	17
Tableau 3.3	Les procédés possibles de séparation des contaminants	18
Tableau 3.4	Caractéristiques des effluents du désencrage	31
Tableau 4.1	Produits chimiques utilisés lors du désencrage	35
Tableau 4.2	Conditions d'opération de pH et température	35
Tableau 5.1	Paramètres environnementaux des effluents primaires de désencrage et des perméats (14) obtenus par filtration avec des membranes d'ultrafiltration.....	44
Tableau 5.2	Résultats relatifs aux taux de séparations des paramètres environnementaux pour les perméats	47
Tableau 5.3	Comparaison de données du bilan de matière versus les données fournies par l'usine.	51
Tableau 5.4	Caractéristiques des membranes.....	53
Tableau 5.5	Validation de la simulation	56
Tableau 5.6	Quantités produits chimiques utilisés	57

Liste des figures

Figure 2.1	Zone de validité des opérations de séparation par membrane.....	10
Figure 3.1	Mécanisme du désencrage par flottation (18)	14
Figure 3.2	Illustration d'un triturateur (18).....	23
Figure 3.3	Schéma d'une poire de vidange (18)	24
Figure 3.4	Schéma d'une cellule de type Verticell (18)	25
Figure 3.5	Schéma de fonctionnement d'un gyro-clean (18).....	26
Figure 3.6	Schéma d'un filtre à disque (18).....	27
Figure 3.7	Schéma d'une presse à double-toile (18)	28
Figure 3.8	Schéma d'un disperseur (18).....	29
Figure 3.9	Diagramme d'écoulement du procédé de désencrage (2)	32
Figure 5.1	Spectres UV-visible de l'effluent de désencrage et des perméats obtenus après filtration avec les membranes (2).....	46
Figure 5.2	Bilan sur l'eau de l'usine de désencrage	49
Figure 5.3	Bilan sur les solides de l'usine de désencrage.....	50
Figure 5.4	Bilan d'eau obtenu par simulation	54
Figure 5.5	Bilan de solides obtenu par simulation	55

Chapitre 1 -Introduction

Le désencrage des vieux papiers est apparu au Québec dans les années 80, suite à la demande de la clientèle américaine d'obtenir une pâte avec une proportion importante provenant du recyclage de vieux papiers. Cependant, l'industrie du désencrage produit des effluents contaminés de compositions diverses; l'obligeant à prendre des initiatives telles que l'installation de systèmes de traitements primaires, secondaires ainsi que des mesures internes de recyclage des eaux blanches.

Les exigences environnementales à l'égard de rejets papetiers augmentant sans cesse, la tendance dans un futur proche, vise à imposer aux papetières le paiement de taxes ou d'amendes, proportionnelles à la charge des rejets dans les cours d'eaux (3). Le défi est donc de trouver une technologie propre et efficace permettant de réduire la charge des effluents et de limiter les rejets dans le milieu extérieur. Parmi les moyens de traitements des rejets cités dans la littérature, le procédé de traitement par membranes semble le mieux adapté pour les effluents de désencrage.

La séparation par membranes est un procédé physique, peu consommateur d'énergie qui n'exige pas (ou peu) d'utilisation de produits chimiques. Cette technologie utilise la pression comme force motrice pour produire des eaux de perméat recyclables dans le procédé, dépourvues de matières polluantes et ayant des concentrats en faible quantité, valorisables du point de vue énergétique. C'est dans ce contexte que M. Henri Claude Lavallée disait en 1995, dans la revue Les Papetières du Québec (4): «Dans un futur pas si lointain, les usines auront à refermer entièrement le cycle de production. Le zéro effluent est plus près qu'on ne l'imagine, même pour les usines québécoises qui ne sont pas des modèles de modernité. La séparation par membranes, l'évaporation et la cristallisation sont bien souvent les technologies envisagées».

1.1 Problématique

Du fait de la demande grandissante de la société, des pressions économiques stimulées par l'impact des écologistes, les gouvernements des pays très industrialisés, tel que le Canada prennent de plus en plus des mesures législatives pour encourager la fermeture

des circuits dans les usines papetières. Les industriels se voient ainsi contraint de transformer leurs procédés, à l'origine ouverts, pour boucler en partie ou totalement les circuits d'eau, impliquant alors la récupération et la réutilisation des résidus (liquides ou solides).

Auparavant, les industries de désencrage étaient alimentées par des ressources présélectionnées qui correspondaient à leurs besoins, c'est à dire l'utilisation de matières premières pouvant être traitées par la suite par leurs équipements à l'intérieur même de leurs limites et de leurs capacités. Aujourd'hui, due à la demande croissante des produits fabriqués, une nouvelle sorte d'encre d'impression (utilisée pour le papier journal) est apparue sur le marché américain pour des raisons de flexibilité lors de l'impression. Il s'agit d'encres flexographiques à base d'eau, plutôt qu'à base d'huile. Ce type d'encre contient moins de polymère et s'émiette en petites particules hydrophiles de taille comprise entre 0,2 et 1 μm lors de la mise en pâte (5).

La fréquence de collision des particules d'encres et des bulles d'air joue un rôle déterminant dans la détermination de l'efficacité de la flottation (6). La faible probabilité de collision entre les très petites particules d'encres flexographiques et les bulles d'air, pendant la flottation, justifie cette faible efficacité de la flottation et la difficulté à enlever ces particules des eaux de procédé par flottation ou par clarification. Il devient alors courant que, sans traitement préalable, on rencontre beaucoup de particules d'encres en suspension dans les eaux internes recyclées dans le procédé. À cela, il faudrait ajouter la présence de contaminants tels que les colles qui encrassent les machines à papier lorsqu'elles précipitent sur l'équipement et engendrent la production de feuilles moins opaques.

La conception d'un système de réutilisation des eaux rejetées incluant des techniques modernes et efficaces de traitement pourrait résoudre ces problèmes. En effet, les procédés, tels que les électrotechnologies membranaires, couvrent une large gamme de dimensions de particules (de quelques Angstroms à quelques centaines de microns) et permettent d'éliminer les contaminants et de séparer les colles des eaux de procédé. Il suffirait par la suite de concentrer suffisamment ces dernières afin d'en disposer par combustion ou incinération.

1.2 Objectifs

Objectif principal:

L'objectif principal de ce travail est la fermeture des circuits d'eau dans une usine de désencrage de papier journal et de magazines. Dans cette étude, il s'agira de modifier le diagramme d'écoulement de l'usine existant de sorte à recycler les eaux de rejets précédemment envoyées dans les étapes de traitement primaire puis secondaire. Dans le diagramme existant les filtrats des clarificateurs alcalin et basique sont recyclés (voir Figures 5.2 et 5.3) dans le procédé après mélange. Cependant les boues sont pressées et les effluents générés sont traités et rejetés dans le fleuve. Ce travail vise donc à éliminer tout rejet externe d'eau en traitant, de façon judicieuse les rejets des clarificateurs qui n'ont pas été recyclés ainsi que les eaux contenues dans les effluents générés par la table de gravité et la presse à boue. La conception d'un tel procédé nécessite l'utilisation d'un logiciel afin d'élaboration d'un nouveau diagramme d'écoulement par étapes (23). Partant d'un système réactionnel, il faudra considérer ensuite les opérations de séparation ainsi que les caractéristiques de toutes les boucles de recyclage. La simulation par ordinateur est alors le meilleur outil pour aborder ce problème puisqu'elle permet:

- Le regroupement de toutes les contraintes du procédé et des équipements utilisés
- La gestion des eaux et des perturbations liées à la recirculation
- La réconciliation entre les données expérimentales (recueillies à l'usine) et les valeurs simulées

Sous-Objectifs:

Plusieurs sous-objectifs découlent directement de l'objectif principal fixé:

- 1- La ségrégation des eaux de rejet de procédé en fonction du pH et de la température avant de les traiter
- 2- L'élimination complète du volume d'effluent liquide à la sortie de l'usine (effluent-zéro)
- 3- La diminution de l'apport extérieur en eau fraîche dans l'usine

4- La conception d'un procédé efficace de traitement des eaux faisant appel aux technologies membranaires

La réutilisation des eaux en fonction de leur pH devrait aboutir à une économie des produits chimiques notamment de soude caustique, de silicate (base de l'alcalinité dans le tritrateur) et de l'acide sulfurique (utilisé à l'étape d'entreposage, base de l'acidité de la pâte produite).

En ce qui concerne la température, les eaux traitées ne subissant pas une variation importante de température, elles peuvent être recyclées dans le procédé sans apport d'énergie.

L'utilisation des techniques de séparation par membranes, s'est avérée très efficace et prometteuse lors d'essais pilotes effectués avec l'effluent final de désencrage de l'usine CMD, l'été 1997 (2). Les résultats obtenus ont montré la possibilité d'obtention de différents types de perméats pouvant être recyclés dans le procédé, prouvant alors que ces techniques peuvent répondre à l'objectif principal de ce travail qui est: la fermeture complète des circuits d'eau à l'intérieur du procédé de désencrage de papier par flottation.

Chapitre 2 -Fermeture de circuits d'eau et diminution de la charge polluante des usines papetières

2.1 Évolution des rejets et de la consommation d'eau dans les usines papetières

La consommation d'eau, élément très important dans la production de papiers, a beaucoup diminué au fil du temps, mais reste quand même une préoccupation pour les papetières. En 1959, environ 240 m³ d'eau étaient utilisés pour produire une tonne de pâte sèche; en 1988 la moyenne a été réduite de 72 m³/tonne de pâte sèche (7).

Des efforts sont effectués continuellement de nos jours mais il faut noter que la réduction de l'utilisation de l'eau ne pourrait se faire sans la maîtrise des interactions existantes entre la pâte, l'eau, les contaminants, les additifs et les équipements du procédé.

Aux États Unis, le Département du Commerce indique que la quantité d'eau utilisée par les industries papetières, incluant les eaux de recirculation se chiffraient à 6,401 milliards de gallons en 1968, la quantité nette d'eau entrant dans les systèmes étant de 2,210 milliards de gallons soit 34,5% de l'utilisation totale (8). Cependant, le volume et la charge des eaux usées ont diminué considérablement au fil des années, cette réduction se reflète par la baisse de la quantité d'eau fraîche à l'entrée des systèmes. Ainsi, cette quantité est passée de 60,000 gallons/tonne de pâte produite en 1959 à 27,000 gallons /tonne en 1972. Ces chiffres ont beaucoup chuté de nos jours avec l'amélioration des procédés et la modernisation des équipements utilisés. Ces équipements plus sophistiqués et efficaces permettent une gestion plus rentable de l'eau et des contaminants à l'intérieur des usines. Au Québec par exemple, d'énormes efforts ont été effectués afin de minimiser la quantité d'eau utilisée et la charge de contaminants dans les usines papetières, voire d'aboutir à un concept d'effluent zéro. Quelques dizaines d'années auparavant, il était courant dans les usines de pâte kraft d'utiliser au-delà de 400m³ (100,000 gallons) d'eau par tonne de pâte produite. Aujourd'hui, la quantité d'eau utilisée dans l'usine de pâte kraft se situe entre 30 et 150 m³/tonne de pâte (9).

Selon Lavallée (10), les rejets quotidiens de l'ensemble des usines de pâtes et papiers du Québec seraient actuellement de l'ordre de 60 à 75 tonnes/jour de MES et de 50 tonnes/jour de DBO₅. En ce qui concerne la consommation d'eau fraîche, certaines usines ne consommeraient que 4 m³ d'eau fraîche par tonne de production (exemple Cascades Inc, Cabano) tandis que l'usine de Carton St-Laurent à Matane, serait potentiellement une usine à zéro effluent où aucun rejet liquide ne se fait directement dans les eaux réceptrices.

La fermeture des circuits d'eau vise donc assurément à réduire la consommation d'eau dans les usines, mais aussi à baisser la charge polluante des usines soumises à une législation environnementale de plus en plus sévère.

2.2 Réduction de la charge polluante et traitement des eaux usées

Les lois environnementales de réduction de la charge des effluents sont les grands défis auxquels sont soumises les papetières de nos jours. Les conséquences de l'accumulation des contaminants dans le système sont énormes. Sur les équipements, ils sont la source de corrosion, de croissance de micro-organismes et de dépôt de poix. Sur les propriétés du papier, on note une détérioration des propriétés mécaniques et optiques du papier. Deux approches fondamentales sont utilisées pour le contrôle environnemental des effluents des usines de pâtes et papiers et la réduction des charges polluantes:

- Des mesures internes pour réduire le volume d'effluent et la charge polluante
- L'installation de systèmes de traitement externe des eaux rejetées

2.2.1 Mesures internes de traitement des effluents

Les mesures internes visent à baisser la charge polluante de l'usine en effectuant une recirculation des eaux blanches de procédés (c'est à dire l'ensemble des filtrats et des eaux de procédés produites lors de la formation du papier et de la mise en pâte). Celles-ci aident à réduire le besoin en eau à l'intérieur du procédé, réduisant ainsi la quantité d'effluent rejetée et le coût en traitement externe des eaux usées. Cette réutilisation permet également de réduire plusieurs facteurs liés à la fabrication du papier tels la perte de fibre, d'énergie ainsi que l'usage d'eau fraîche, d'additifs et de produits chimiques.

Cette réutilisation des eaux blanches se fait simplement tant que la température, le pH et les caractéristiques de dureté de ces eaux, répondent aux caractéristiques du lieu de leur usage. Ces eaux blanches servent généralement d'eau de dilution, de contrôle de consistance, de mélange et de nettoyage dans les machines. Celles traitées par filtration pourraient aussi servir pour les douches des machines ou pour les joints de pompe. Notons que l'utilisation accrue des eaux blanches de procédé impose la fixation de certaines limites. En effet, les solides dissous précipitent et interfèrent avec la formation du papier lorsque leur quantité atteint un certain niveau dans la pâte. Selon Woodward (11), lorsque le taux de fermeture des eaux blanches atteint 80%, la concentration en solides dissous augmente rapidement dans la pâte et baisse la qualité de celle-ci. Il existe néanmoins des moyens de venir à bout de telles contraintes lorsque l'on veut effectuer un recyclage efficace des eaux: Il s'agit de traiter les eaux à l'aide de technologies modernes telles que les membranes, l'évaporation et la cristallisation.

2.2.2 Les mesures externes de contrôle de pollution

Les mesures de contrôle de pollution dans les usines papetières sont nombreuses. Citons, par exemple, le traitement externe qui est défini comme un ensemble d'opérations unitaires et qui traite la totalité de l'effluent, utilisant deux méthodes principalement:

- Le traitement primaire
- Le traitement secondaire

Le traitement primaire consiste à enlever les matières en suspension (MES) contenues dans les eaux usées et fait appel à trois opérations:

- Séparation des matières en suspension de la phase liquide
- Concentration des matières en suspension
- Disposition des résidus

L'épuration biologique ou traitement secondaire consiste en la réduction ou l'élimination partielle des matières de nature organique et biodégradable dissoute. Son objectif est d'éliminer la DBO₅ (demande biochimique en oxygène) attribuable aux matières organiques dissoutes qui persistent dans l'effluent clarifié.

La majorité des usines papetières au Québec sont dotées de système de traitement primaire et secondaire, répondant ainsi aux législations environnementales.

2.3 Avènement du traitement tertiaire

Les procédés de traitement primaire et secondaire ayant répondu aux normes environnementales en matière de rejet dans les cours d'eau, le traitement tertiaire fait son entrée de plus en plus dans les industries papetières en Amérique du nord. En effet, face aux tendances des nouvelles réglementations, visant à amender les charges rejetées dans les cours d'eaux, et à la volonté des papetières de fermer totalement ou partiellement leurs circuits d'eau, le traitement tertiaire est devenu une alternative très intéressante dans la mesure où celui-ci permet la détoxification des eaux et la réduction de la coloration, des matières en suspension, de la turbidité etc., contenues dans les eaux usées. Les eaux issues du traitement primaire ou secondaire sont alors traitées par différents procédés afin d'éliminer les polluants résiduels.

Les principales méthodes de traitement tertiaire existantes, quant à elles, sont: la coagulation, la filtration, l'ultrafiltration, l'osmose inverse, l'ozonation, les échanges d'ions, la décoloration, etc...

Bien que toutes ces méthodes aient été largement testées par diverses industries, la plupart se voient contraintes à l'utilisation de produits chimiques (parfois dangereusement manipulables) et autres polymères pour effectuer la séparation des contaminants des eaux. Cette situation engendre généralement une altération de la qualité des eaux et rend difficile et coûteuse l'opération de recyclage des eaux.

2.3.1 Utilisation des membranes dans les usines papetières

Une des techniques permettant de traiter les eaux de recirculation ou les effluents (sans en altérer leurs qualités et rendre efficace la fermeture des circuits d'eau dans les usines papetières) est l'utilisation des technologies membranaires. La séparation par membranes est un procédé physique qui ne nécessite pas d'ajout de produits chimiques. Elle utilise généralement la pression comme force motrice.

Le développement de l'utilisation des membranes dans l'industrie des pâtes et papiers a suivi l'évolution des effluents, des lois et des technologies de séparation disponibles. Les premières applications de membranes ont surtout traité l'enlèvement de couleur (12). Les premiers tests pour traiter les effluents papetiers ont été effectués en ultrafiltration et osmose inverse (13). En 1995, Martin Girard (14) démontra dans le cadre de son mémoire de maîtrise, la faisabilité de traiter par procédé membranaire l'eau provenant du traitement primaire d'une usine de désencrage. Les techniques comme la microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration et l'osmose inverse sont de plus en plus utilisées comme traitement tertiaire dans les usines papetières (16).

En 1997, le groupe de recherche sur les électrotechnologies membranaires dirigé par le Pr Rémi Lebrun (Université du Québec à Trois-Rivières) en collaboration avec Hydro-Québec (2) démontrait qu'il était possible de traiter avec des membranes appropriées une grande partie de l'effluent sortant des unités de traitement secondaire d'une usine de désencrage. Cette opération permettait d'obtenir des eaux de qualités diverses recyclables dans les opérations de désencrage.

2.3.2 Description du système de traitement par membranes

La filtration est définie comme la séparation de deux ou de plusieurs composés d'un fluide. Cette séparation se fait en fonction de la différence de taille des particules. Dans un usage courant, la filtration fait référence à la séparation de particules solides immiscibles d'un liquide ou d'un gaz. La filtration par membrane étend cette application en incluant la séparation de solides dissous d'un liquide ou celle d'un mélange de gaz.

Le rôle premier d'une membrane est d'agir comme barrière sélective. Elle devrait permettre le passage de certains composés d'un mélange et en retenir d'autres. Cela implique que le courant de perméat ou celui du concentrat soit enrichi en un ou plusieurs composés. On rencontre ainsi différents types de membranes classées selon leur nature (naturelles ou synthétiques), leur porosité et leurs applications (séparation en phase gazeuse, séparation liquide-liquide, séparation solide-liquide)

Les procédés majeurs de séparation par membranes sont l'osmose inverse (OI), la nanofiltration (NF), l'ultrafiltration (UF), la microfiltration (MF), l'électrodialyse (ED), la dialyse et la pervaporation (voir tableau 2.1).

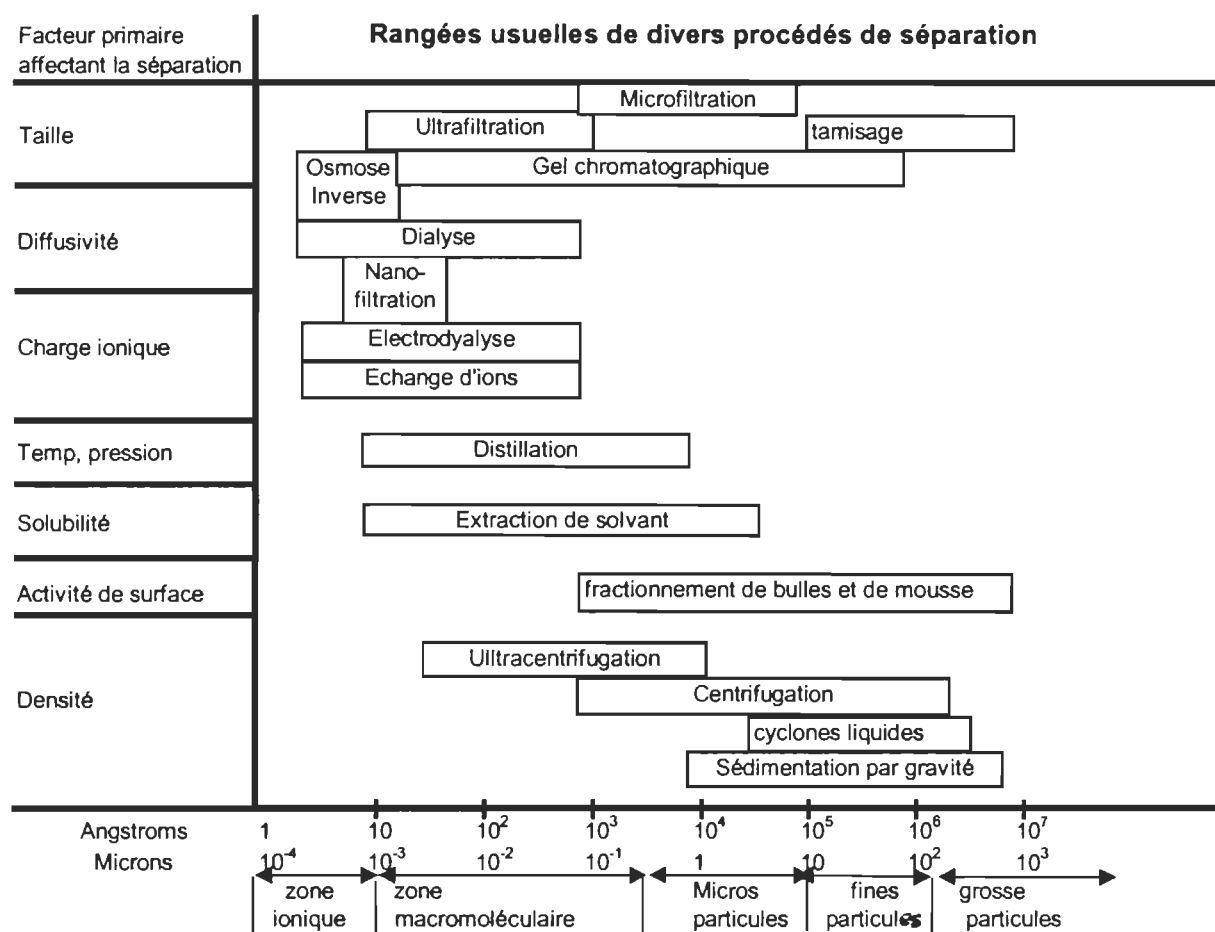


Figure 2.1 Zone de validité des opérations de séparation par membrane

Tableau 2.1 Caractéristiques des procédés de séparation par membranes (16)

Procédé	Force motrice	Concentrat	Perméat
Osmose	Potentiel chimique	Soluté, eau	Eau
Dialyse	Différence de concentration	Grosses molécules, Eau	Petites molécules Eau
Microfiltration	Pression	Particules en suspension Eau	Solutés dissous Eau
Ultrafiltration	Pression	Grosses molécules Eau	Petites molécules Eau
Nanofiltration	Pression	Petites molécules, sels divalents, acides dissociés, Eau	Solutés ionisés Eau
Osmose Inverse	Pression	Tous les solutés Eau	Eau
Électrodialyse	Courant/Voltage	Solutés non ioniques Eau	Solutés ionisés Eau
Pervaporation	Pression	Molécules non volatiles Eau	Petites molécules volatiles, Eau

Les procédés communément utilisés dans l'industrie qui utilisent la pression hydraulique comme force motrice sont: la microfiltration, l'ultrafiltration, la nanofiltration et l'osmose inverse. La microfiltration permet la rétention de particules de taille comprise entre 0,10 μm et 5 μm . Elle peut être utilisée comme un bon équipement de traitement préliminaires des effluents.

L'ultrafiltration est un moyen efficace d'enlever les composés de hauts poids moléculaires dissous ou en suspension des eaux de procédé. Elle permet de retenir généralement les solides en suspension, les matériaux colloïdaux et bactériens c'est à dire des grosses molécules et des particules de taille comprise entre 1 nm et 20 nm.

Cheyran (15) montre que l'UF permet l'enlèvement de 70 à 95% de la couleur contenue dans l'effluent du premier stage alcalin d'un procédé kraft, 60-70% de la DBO, DCO et composés chlorés avec une réduction de volume se situant entre 25 et 99%, dépendamment du module choisi.

La nanofiltration est un procédé relativement nouveau qui utilise des membranes chargées avec des pores de la taille du nanomètre, permettant la séparation de plusieurs composés organiques ou sous forme dissociée, tels que le NaCl. La rétention pour les ions monovalents (pouvant aller jusqu'à 95%) est plus élevée que celle des ions multivalents. Les perméats, du fait de leur qualité, peuvent être utilisés au niveau de la section de lavage de la pâte à la fin des étapes de flottation et d'entreposage (voir figure 3.9) du procédé de désencrage.

L'osmose inverse est un procédé de séparation par membranes où une pression supérieure à la pression osmotique est appliquée pour produire un perméat de haute qualité. En effet l'OI permet la rétention de nombreux solutés incluant des sels de taille à l'échelle de angstrom.

Chapitre 3 -Le procédé de désencrage par flottation

3.1 La notion de désencrage

Le désencrage, comme le nom l'indique est le procédé qui consiste à l'enlèvement de l'encre du papier. Ce procédé est en pleine expansion à travers le monde, puisque la production de fibres désencrées qui se chiffrait à 11 millions de tonnes en 1991 passerait, selon Guest (17), à 31 millions en 2001

Le désencrage implique une série d'opérations unitaires consistant à détacher l'encre des fibres de cellulose et à séparer les encres dispersées de la pâte produite. Les opérations unitaires permettant le détachement de l'encre des fibres de cellulose sont: la trituration, le classage et la dispersion (18). Le lavage, la flottation et le tamisage sont les opérations unitaires qui séparent les encres dispersées, de la pâte.

Deux méthodes sont couramment utilisées pour enlever les particules d'encre de la pâte. Il s'agit du désencrage par lavage et celui par flottation. Le désencrage par lavage est un procédé purement mécanique tandis que le procédé de flottation est chimico-mécanique. Le procédé de désencrage par flottation utilisé dans le cadre de cette étude, fait intervenir trois étapes: la défibrillation, la flottation des encres et la séparation des contaminants. La première étape a lieu dans le tritrateur, où les particules sont détachées de la fibre de cellulose, sous l'action de produits chimiques, dans un milieu alcalin. La seconde étape a lieu dans les cellules de flottation, où les particules d'encre sont enlevées du mélange encre-fibres-eau. En effet, rendues hydrophobes, les particules d'encre s'accrochent à des bulles d'air en suspension qui ont été injectées dans les cellules. L'ensemble bulles d'air-encre est entraîné à la surface par la mousse de savon dans les cellules de flottation, où il est raclée.

Dans la troisième étape, les contaminants résiduels présents dans la phase aqueuse sont séparés du contenu fibreux par des étapes de tamisage et d'épuration (voir figure 3.1).

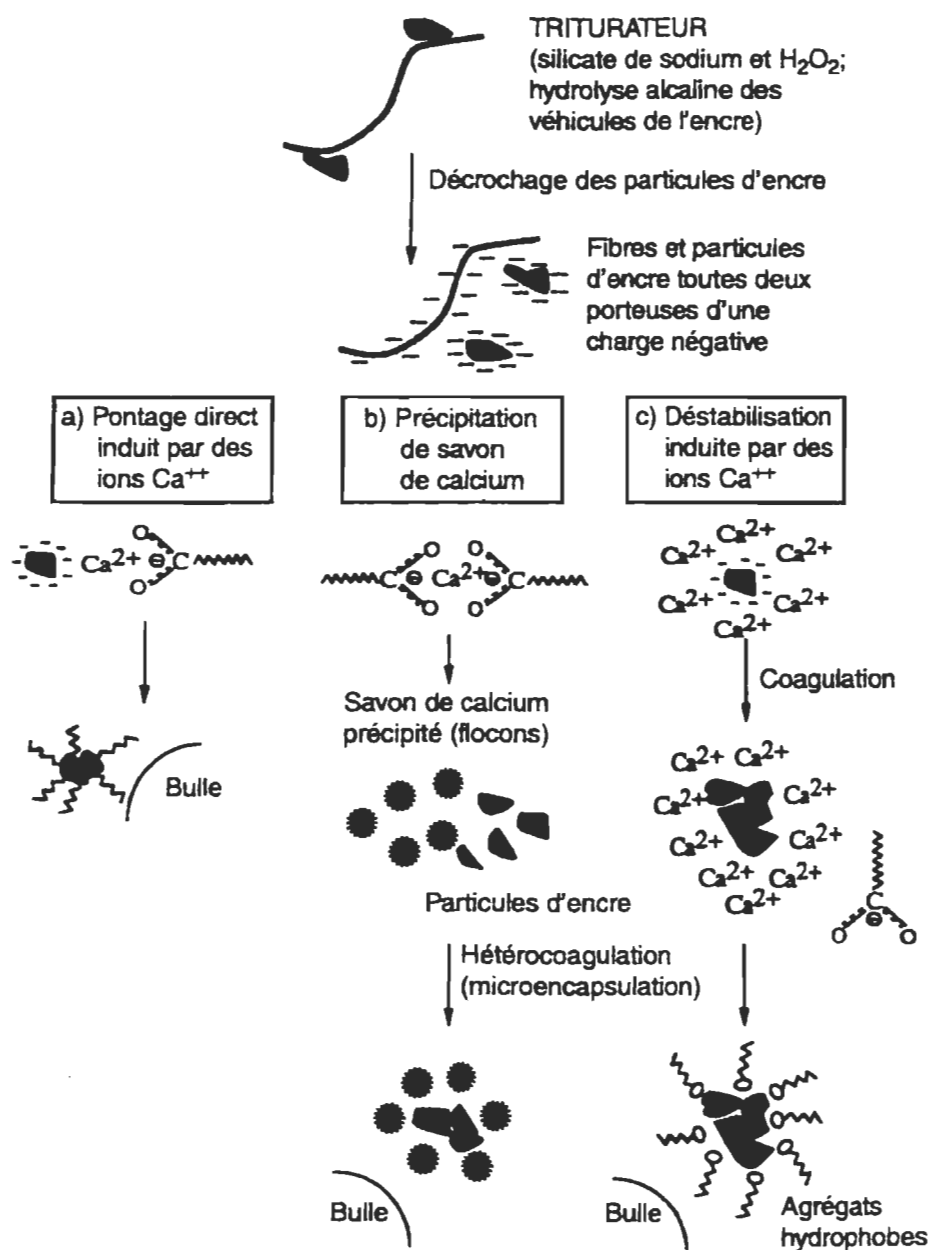


Figure 3.1 Mécanisme du désencrage par flottation (18)

L'efficacité de l'enlèvement de l'encre est l'élément essentiel dans la conception d'un système de désencrage par flottation, celle-ci dépend de la taille des particules d'encre mais aussi de nombreuses variables physiques et chimiques.

a) Les variables physiques

- La taille des particules d'encre et leur densité
- La taille des bulles d'air
- La consistance et la température de la suspension
- La vitesse et les conditions d'écoulement de solution

b) Les variables chimiques

- Le pH de la suspension
- Les agents collecteurs
- Les surfactants

3.2 Les contaminants issus du procédé désencrage

Les contaminants usuels issus du désencrage de vieux papiers sont généralement des produits qui entrent dans la composition d'un papier de bonne qualité (voir tableau 3.1). Ces additifs s'accumulent ou s'agglomèrent dans les circuits de désencrage et affectent l'équilibre physico-chimique du système tout entier.

On peut distinguer cinq grandes classes (18) de contaminants usuels:

- Les encres
- Les adhésifs
- Les produits de couchage
- Les contaminants externes
- Les ions métalliques

Les encres et les colles sont les contaminants les plus indésirables dont on veut se débarrasser lors du désencrage.

Tableau 3.1 Description des contaminants rencontrés lors du désencrage

Types de contaminants	Description	Taille
Encres	<ul style="list-style-type: none"> • Encres typographiques • Encres lithographiques • Encres UV-IR • Encres flexographiques 	<ul style="list-style-type: none"> • 10-50 μm • 2-30 μm • 2-100 μm • 0,3-2 μm
Les adhésifs	<ul style="list-style-type: none"> • Étiquettes autocollantes • Enveloppes • Agents de collage 	<ul style="list-style-type: none"> • 40-400 μm
Les produits de couchage	<ul style="list-style-type: none"> • Revues (papier couché de faible grammage) 	<ul style="list-style-type: none"> • >40 μm
Les contaminants externes	<ul style="list-style-type: none"> • Mousse de polystyrène • Sable • Résidus métalliques <ul style="list-style-type: none"> - Bouchons - Agrafes - Trombone 	<ul style="list-style-type: none"> • 0,4-4 μm
Les ions métalliques	<ul style="list-style-type: none"> • Agents de mouillage (surfactant) • Agents collecteurs (acides gras, surfactants non ioniques) 	<ul style="list-style-type: none"> • 0,02-4 μm

L'efficacité de l'opération de désencrage par flottation va se mesurer par rapport au taux d'enlèvement des contaminants usuels à travers les diverses étapes d'épuration, de tamisage et de flottation.

Tableau 3.2 Caractéristiques des contaminants du désencrage

Contaminants	Densité	Taille (μm)
- Sable	- 2,0 à 2,2	- 40 à 4 000
- Métal	- 6 à 9	- > 4 000
- Argile	- 1,8 à 2,6	- < 40
- Cire	- 0,9 à 1,0	- < 40
- Polyéthylène	- 0,91 à 0,97	- > 400
- Styromousse	- 0,3 à 0,5	- > 400
- Polystyrène	- 1,04 à 1,1	- > 400
- Latex, caoutchouc	- 0,9 à 1,1	- 40 à 4 000
- Thermofusibles	- 0,95 à 1,1	- 40 à 4 000
- Autocollants	- 0,9 à 1,1	- 40 à 400
- Asphalte	- 1,1 à 1,5	- < 40 à 400
- Encre	- 1,2 à 1,6	- < 40 à 400

Tableau 3.3 Les procédés possibles de séparation des contaminants

Classification des procédés de séparation de contaminants dans le désencrage		
Procédés enlevant les matières organiques et les ions	Procédés enlevant seulement les matières organiques	Procédés enlevant seulement les ions.
<ul style="list-style-type: none"> • Évaporation à recompression mécanique. • Cristallisation à froid • Procédés à membranes (ultrafiltration, nanofiltration) 	<ul style="list-style-type: none"> • Adsorption • Oxydation chimique • Coagulation/floculation /décantation • Filtration sur matelas de boues. • Extraction • Flottation • Procédés à membranes (ultrafiltration) 	<ul style="list-style-type: none"> • Échange d'ions • Procédés à membranes (osmose inverse)

3.3 Les produits chimiques du désencrage

3.3.1 L'hydroxyde de sodium (NaOH)

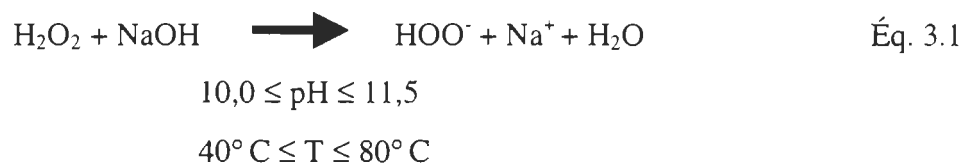
L'hydroxyde de sodium couramment appelé soude caustique est utilisé au tritrateur pour ajuster le pH dans la région alcaline. Par l'augmentation des répulsions électrostatiques entre la fibre et l'encre, la soude assure le maintien des particules d'encres à une taille qui rend possible leur élimination de la pâte par lavage tout en empêchant leur agglomération (18). Cependant, notons que le jaunissement du papier résultant de l'addition d'une trop grande quantité de NaOH, peut être réduit en remplaçant la soude par d'autres agents alcalins comme le silicate de sodium.

3.3.2 Le chlorure de calcium (CaCl_2)

Une des raisons, citées couramment pour l'utilisation du savon d'acide gras dans le tritrateur, est justifiée par l'introduction d'ions calcium dans la suspension. En effet, les particules d'encre chargées négativement, en présence de Ca^{++} et du savon d'acide gras s'agglomèrent et deviennent hydrophobes de sorte à pouvoir être retirées de la suspension lors de la flottation sous forme de mousse. Notons aussi que le chlorure de calcium, utilisé avec le peroxyde d'hydrogène, le silicate de sodium et la soude caustique dans une suspension de pâte à 1% de concentration, donne à cette pâte une blancheur optimale (5).

3.3.3 Le peroxyde d'hydrogène (H_2O_2)

Le peroxyde d'hydrogène est utilisé pour décolorer les ions chromophores générés par le pH alcalin du tritrateur. La charge en particules d'encre et autres contaminants présents au tritrateur, réduit l'efficacité du blanchiment au peroxyde. La réaction du peroxyde avec la soude caustique est donnée par l'équation suivante:



L'anion perhydroxyle (HOO^-) est l'agent de blanchiment actif (5). Afin d'obtenir de meilleurs résultats issus de l'utilisation du peroxyde, il est important de maximiser la quantité d'anions perhydroxyle. Pour cela, il faudrait élever le pH en augmentant le niveau de causticité, élever la température et augmenter la quantité de peroxyde.

3.3.4 Le silicate de sodium (Na_2SiO_3)

Le silicate de sodium a une variété de fonctions. C'est un agent séquestrant des ions métalliques et il contribue au décrochage de l'encre (5). C'est une source d'alcalinité qui tamponne les solutions à un pH voisin de 11,3. Celle-ci provient de la relation

:



L'équation suivante peut représenter l'alcalinité totale dans le tritrateur:

$$\text{AT}(\%) = \text{NaOH}(\%) + 0,115 * \text{Na}_2\text{SiO}_3(\%) \quad \text{Éq. 3.3}$$

Les silicates alcalins à basse concentration sont de bons émulsifiants. Ils permettent l'émulsion de plusieurs encres à base d'huile et la saponification des acides organiques. Les propriétés dispersantes, due à la nature hautement anionique de la structure polymérique de l'anion silicate, protègent les fibres cellulosiques contre la redéposition de l'encre.

3.3.5 Les dispersants

Les dispersants servent à maintenir les encres et autres déchets de particules issus de l'opération de trituration en suspension de sorte à les enlever lors des opérations de lavage et d'épaississement. Les polyphosphates condensés, tel le tripolyphosphate de sodium ($\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$) et le pyrophosphate de sodium ($\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$) sont largement utilisés comme dispersants.

3.3.6 Les agents tensioactifs ou surfactants

Les agents tensioactifs jouent un rôle majeur dans le détachement des particules d'encre de la fibre. Les plus utilisés sont les acides gras, cependant les plus efficaces seraient l'acide oléique et l'acide stéarique.

Le terme surfactant dérive des mots : surface active agents. Les surfactants non ioniques (qui peuvent parfois être des savons) utilisés dans le désencrage ont deux composants principaux: une partie hydrophobe et l'autre hydrophile. Le groupement hydrophobe est généralement composé d'une chaîne d'hydrocarbure plus ou moins longue tandis que le groupement hydrophile est composé d'un groupement polaire. Les surfactants fonctionnent dans le système de désencrage en abaissant la tension de surface de l'eau afin de faciliter le mouillage des fibres. Ils aident aussi à la dispersion et à l'enlèvement de l'encre dans le tritrateur en réduisant les liens encre-fibres.

3.3.7 Les agents de chélation (DTPA communément utilisé)

Les ions métalliques présents dans le tritrateur sont issus des journaux et des revues à désencrer mais aussi des eaux blanches provenant de différents points de l'usine. Lors du blanchiment au peroxyde d'hydrogène il est fréquent d'ajouter le sel de pentasodique de l'acide diéthylènetriaminepentaacétique (DTPA). Ce dernier est un excellent agent séquestrant ou de chélation pour les métaux en transition tels que le fer, le manganèse et le cuivre qui activent la décomposition du peroxyde d'hydrogène. Les agents de chélation réagissent très rapidement avec les ions métalliques libres en formant des complexes stables et solubles dans l'eau.

3.4 Les étapes et les équipements du procédé de désencrage par flottation.

3.4.1 Réception et manutention

Fonction:

Réception de la matière première et des produits chimiques; entreposage aux endroits appropriés. Alimentation des tritrateur et triage en fonction des grades.

Équipements: - Chariots élévateurs et chargeurs

- Convoyeurs parallèles (journaux et magazines)

3.4.2 Trituration

Fonction:

Le tritrateur est l'étape où les vieux papiers sont transformés en pâte et où le décrochage de l'encre intervient. Il résulte donc d'une action mécanique mais aussi d'une action chimique. Une ouverture aménagée dans la partie supérieure du tritrateur permet son alimentation en vieux papiers au moyen d'un convoyeur prévu à cet effet. La partie inférieure est dotée de plusieurs rotors qui génère l'agitation nécessaire à la désintégration des vieux papiers. Des chicaneaux placés le long des parois ont pour fonction de restreindre la circulation de la pâte dans la cuve du tritrateur. La suspension fibreuse est alternativement accélérée au centre (près du rotor) puis décélérée en périphérie. Les gradients de vitesse ainsi établis, engendrent des forces de cisaillement qui servent à établir les liaisons entre les fibres et à disperser les vieux papiers en fibres individuelles.

C'est au niveau du tritrateur que le premier nettoyage de la pâte s'effectue. Les contaminants qui n'auront pas été déchiquetés par l'agitation demeurent très faciles à enlever. Les mécanismes de nettoyage varient selon le type de tritrateur utilisé et le mode de fonctionnement. Une des méthodes est l'utilisation de la poire de vidange.

La poire de vidange est un équipement auxiliaire au tritrateur. Elle est constituée d'une chambre au fond de laquelle se trouvent une plaque perforée et un rotor. Elle est reliée au fond de la cuve du tritrateur par un tuyau de grand diamètre. L'absence de plaque

perforée entre la poire de vidange et le tritrateur permet aux contaminants lourds et volumineux d'atteindre la chambre de la poire sans s'accumuler au fond du tritrateur.

Équipements: - Tritrateurs munis d'un rotor hélicoïdal
- Poire de vidange (Scavengers)

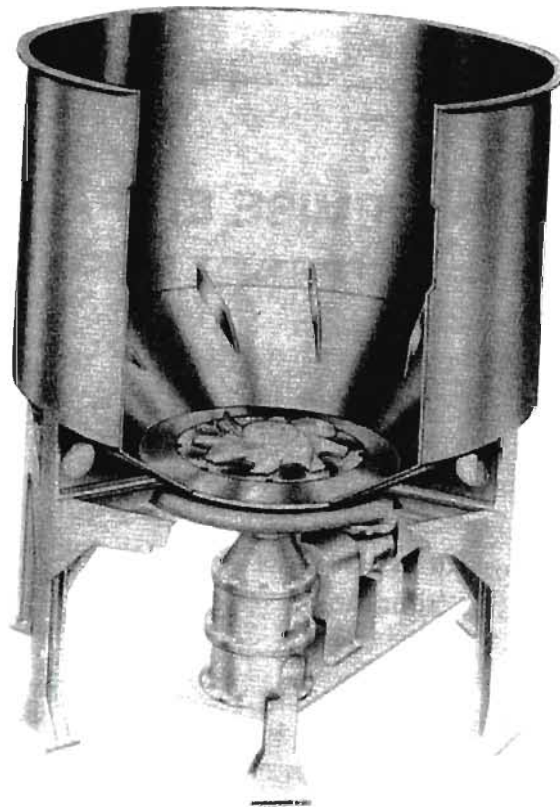


Figure 3.2 Illustration d'un tritrateur (18)

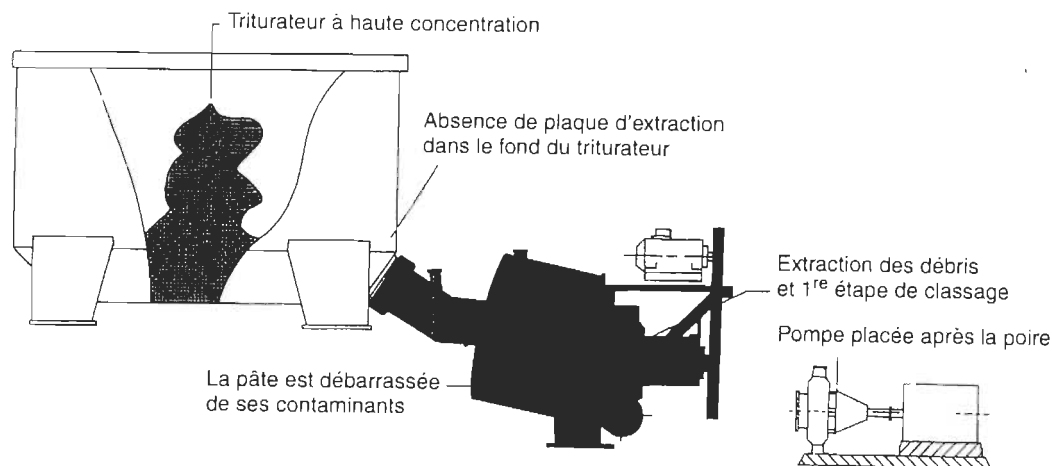


Figure 3.3 Schéma d'une poire de vidange (18)

3.4.3 Épuration et tamisage grossier

Fonction:

Ces équipements permettent de retirer les rejets grossiers de la pâte, de séparer les contaminants lourds de la pâte et de commencer à extraire les contaminants les plus légers.

Équipements: - Épurateurs tourbillonnaires à haute densité (HDC)

- Tamis grossier centrifuges perforés, 3 stages

3-4-4 Flottation

Fonction:

Les cellules de flottation ont pour fonction de séparer les particules d'encre et certains contaminants fins des fibres par effet de flottation. Ils se caractérisent comme étant des équipements dans lesquels l'air insufflé, est mélangé à la pâte afin de produire des

complexes encre-bulles d'air qui montent à la surface libre du liquide. La mousse ainsi formée est éliminée par raclage, par aspiration ou par débordement.

La mesure de l'efficacité des installations de désencrage s'évalue généralement par la mesure de la quantité d'encre résiduelle (ERIC) ou par l'établissement du gain de blancheur de la pâte. Ainsi, la composition des refus des cellules de flottation présente un intérêt tant économique (quantité de fibres et de cendres perdues) que qualitatif (quantité d'encre et de cendre résiduelle).

Équipements: - Séries de cellules de flottation à injection atmosphérique d'air
 - Retrait des encres par aspiration

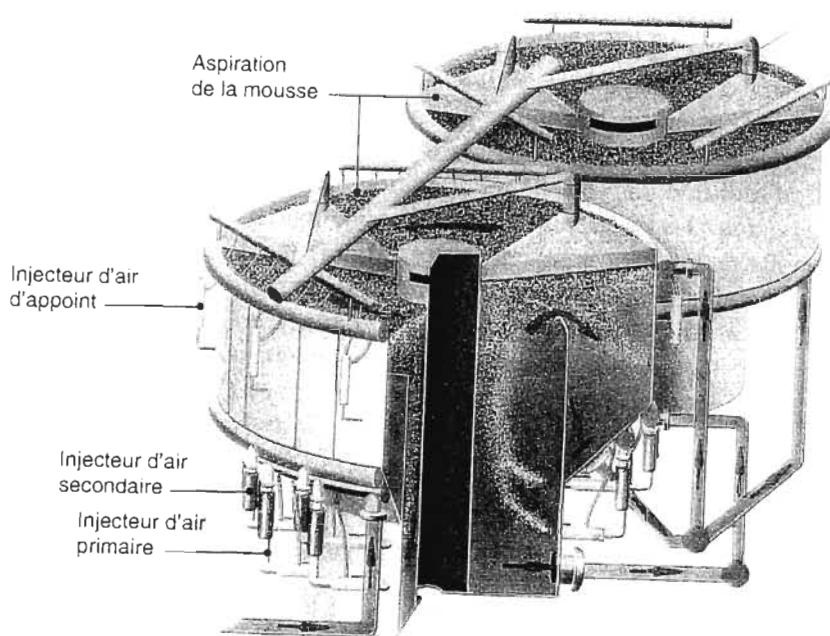


Figure 3.4 Schéma d'une cellule de type Verticell (18)

3.4.5 Épuration légère et lourde

Fonction:

Il s'agit ici de séparer les contaminants fins, légers et lourds résiduels du processus de flottation. Durant le procédé d'épuration, les contaminants sont éliminés sous l'effet d'un mouvement rotationnel obtenu par conversion de l'énergie du fluide.

Il existe deux grands modes d'épuration

- L'épuration classique ou épuration lourde qui permet de débarrasser la pâte des contaminants plus denses que la phase aqueuse (environ $1,0 \text{ g/m}^3$).
- L'épuration légère, réalisée au moyen d'appareils inversés permet l'enlèvement des contaminants de faible masse volumique.

Équipements:

- Épurateurs centrifuges horizontaux pour l'épuration des contaminants légers (gyro-clean)
- Batteries d'épurateurs tourbillonnaires à 5 étages pour l'épuration des contaminants lourds
- Tamis fin centrifuge à fentes, 3 étages

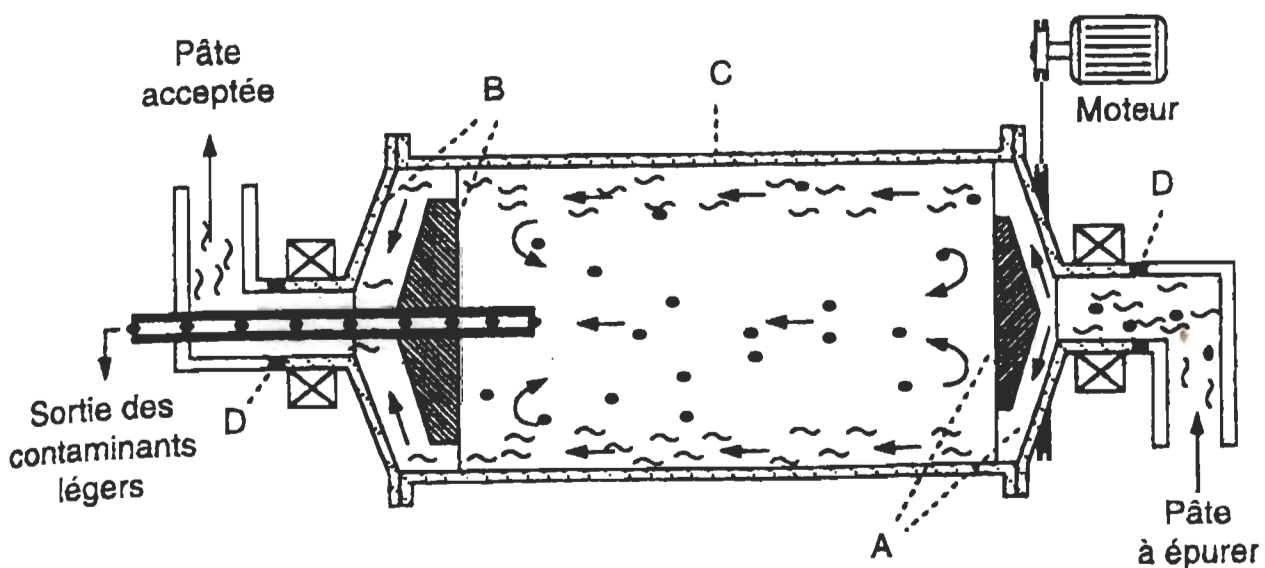


Figure 3.5 Schéma de fonctionnement d'un gyro-clean (18)

3.4.6 Épaississement

Fonction:

Cette étape permet d'épaissir la pâte acceptée du tamisage fin afin de l'entreposer.

Équipement: - Filtre à disque

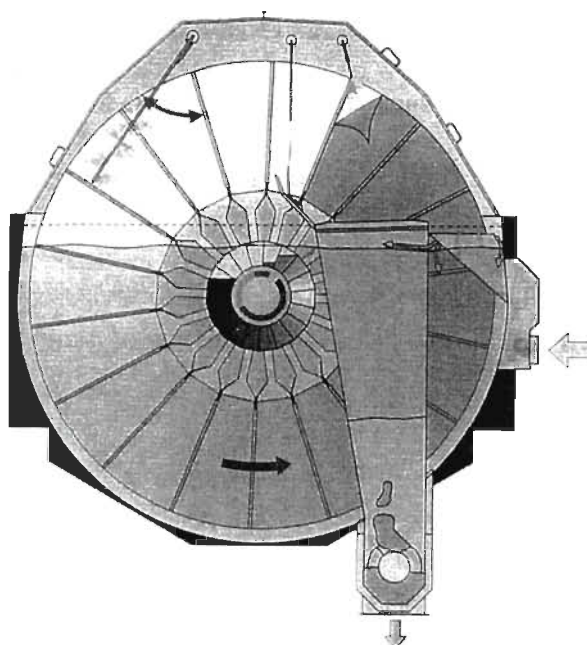


Figure 3.6 Schéma d'un filtre à disque (18)

3.4.7 Entreposage et blanchiment

Fonction:

Il s'agit ici d'entreposer la pâte épaissie dans une tour. Un blanchiment éventuel peut être effectué au peroxyde d'hydrogène. Le pH est ajusté avec de l'acide sulfurique à la sortie de la pâte.

Équipement: - Tour de rétention

3.4.8 Lavage, pressage et dispersion

Fonction:

Le lavage de la pâte se fait par drainage et le pressage avec la presse double toile. La pâte ainsi épaissie est dispersée. La dispersion permet la désintégration de tous les contaminants restants en des particules ultra-fines. Les particules d'encre également retenues dans la pâte seront séparées de la fibre par un autre lavage.

Équipements: - Presse double-toile (PDT)

- Disperseur (Frotta-Pulper)

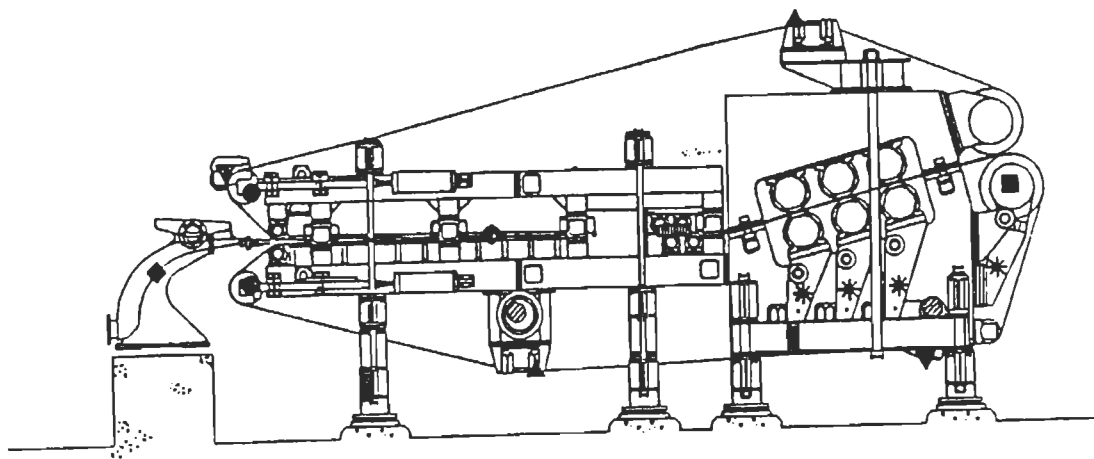


Figure 3.7 Schéma d'une presse à double-toile (18)

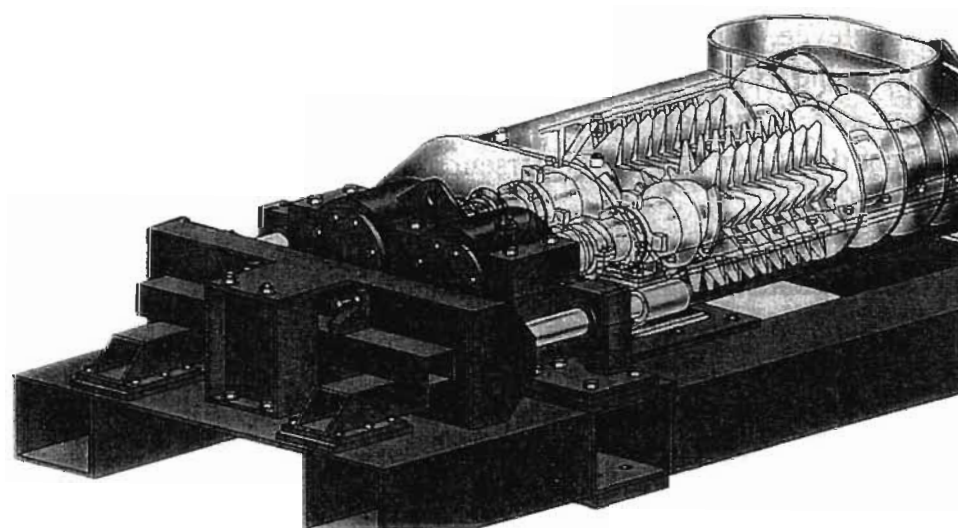


Figure 3.8 Schéma d'un disperseur (18)

3.4.9 Mise en feuille

Fonction:

La pâte dispersée est entreposée dans des cuviers de machine puis mise en feuille au niveau des presses-pâte pour la mise en ballots.

Équipement: Presse-pâte à double toile

3.4.10 Clarification

Fonction:

Les filtrats issus des presses mais aussi d'autres points du procédé de désencrage sont réunis dans le clarificateur afin de séparer les contaminants et les encres. L'eau clarifiée (filtrat) est acheminée dans le réservoir d'eau. Cette eau clarifiée devra servir à la dilution dans le système. La boue générée sera acheminée vers la presse à boue puis disposée.

Équipement: Flottateur Poséidon

3.5 Caractérisation des effluents du désencrage

Les effluents bruts des usines de désencrage sont caractérisés par de fortes charges, un pH alcalin et une apparence turbide grisâtre. On trouve beaucoup de matières organiques dans les rejets tels que les colles, les produits hydrolysés et les fines de matières cellulosiques. Les contaminants inorganiques sont également présents et comprennent les revêtements de surface (encollage), les pigments et les produits chimiques utilisés dans le procédé.

Henri Claude Lavallée (20) a présenté dans un rapport remis à l'usine de désencrage les caractéristiques principales de l'effluent à la sortie du traitement secondaire. D'autres analyses ont été réalisées par le LGPM (Laboratoire de Génie des Procédés Membranaires) et le Centre de Recherche en Pâtes et Papiers (CRPP) de l'UQTR entre 1995 et 1998 (tableau 3.4).

Tableau 3.4 Caractéristiques des effluents du désencrage

	Débit (m ³ /j)	DCO (mg/l)	MES (mg/l)	pH	Température (°C)	Conductivité (µmhos)
Aout 1993 (1)	3663	605	384	-	-	2500
Septembre 1995 (2)	4128	212	12,9	7,25	34	2500-3500
Été 1997(3)	3500	374	187	8,65	33	3750

- (1) Données provenant de l'étude de Mr Lavallée en 1993 sur l'analyse de l'effluent de l'usine de désencrage (20).
- (2) Données provenant du rapport de mémoire de Mr Martin Girard sur l'effluent à la sortie du primaire de l'usine de désencrage (14).
- (3) Données recueillies en usine lors des essais pilotes du groupe de recherche sur les procédés membranaire de Mr Rémi Lebrun (2).

La caractérisation des effluents du désencrage nécessite la connaissance détaillée du procédé de désencrage et le suivi de son diagramme d'écoulement (figure 3.9)

3.6 Le traitement des eaux du procédé de désencrage

Lors du procédé de désencrage, une partie des eaux internes est recyclée dans le procédé. Cependant, l'eau recyclée dans le procédé contient des solides dissous et a une apparence grisâtre (indiquant une présence d'encre et autres produits chimiques). Dans le but d'améliorer la qualité de l'eau réutilisée (meilleure blancheur, faible contenu en encre) dans le procédé de désencrage, une étape de clarification est nécessaire pour enlever les solides en suspension et réduire la turbidité. Ce sont généralement les fines qui contribuent à la présence de solides en suspension, tandis que les encres et plus spécialement, les encres flexographiques, contribuent à la coloration. Des polymères (coagulant cationique ou floculant anionique) sont utilisés pour la clarification. Ces polymères sont accrochés aux refus et éliminés au niveau de la presse à boue.

Les filtrats de la presse à boue ainsi qu'une partie de filtrats issus des clarifications alcaline et basique (Figure 3.9) sont envoyés dans un premier temps dans un bassin de traitement primaire. Le traitement primaire dans l'usine de désencrage est effectué de façon interne au moyen de flottateurs à air dissous. Les eaux clarifiées sont ensuite acheminées dans un réacteur secondaire fonctionnant en mode de boues activées. Les résidus secondaires et primaires sont décantés puis séchés et brûlés. Les eaux résiduelles du décanteur secondaire sont rejetées au fleuve. Ce sont ces eaux qui ont fait l'objet d'une étude pilote visant à les traiter avec des systèmes à membranes.

Chapitre 4 -Conception du procédé de désencrage avec la fermeture des circuits d'eau

4.1 Objectifs

Les essais expérimentaux effectués en usine ont permis de conclure à la faisabilité du traitement efficace des eaux de rejet de l'usine de désencrage, grâce aux technologies membranaires. La conception d'un système intégré de traitement des eaux combiné au recyclage de ces eaux devient envisageable et prometteur, demandant alors:

- L'établissement d'un diagramme d'écoulement du procédé entier de désencrage incluant les différents procédés de séparation permettant de purifier ou traiter les eaux ainsi que les boucles de recyclage de ces eaux.
- La définition de la qualité des eaux et celle de la pâte désirée.
- La fermeture complète du circuit liquide d'eau et par la même occasion l'élimination de tout rejet d'effluent à l'extérieur du système.
- L'identification des différents procédés de séparation permettant d'effectuer un recyclage optimal.
- La simulation du procédé intégré afin d'évaluer la performance du système avec le recyclage.
- La détermination des contraintes et des limites du procédé incluant la fermeture des circuits d'eau.

4.2 Conditions opératoires du procédé de désencrage

4.2.1 Conditions d'opération du procédé

Les produits chimiques utilisés lors du procédé de désencrage et leurs quantités sont présentés au tableau 4.1

Le tableau 4.2 présente les conditions de pH et de température dans les différentes étapes du procédé de désencrage.

Tableau 4.1 Produits chimiques utilisés lors du désencrage

Produits chimiques	Quantité en tonnes/jour	Lieu d'ajout
NaOH (Kg pur)	3	Triturateur
H₂O₂ (Kg pur)	4,4	Triturateur
Savon (acide gras) (Kg pur)	2,2	Triturateur
Na₂SiO₃ (Kg pur)	4	Triturateur
H₂SO₄	5	Entreposage
DTPA	0,7	Triturateur
Biocide	0,05	entreposage

Tableau 4.2 Conditions d'opération de pH et température

Étape	pH	Température (°C)
Triturateur	10,3	48
Flottation	8,5	42
Après l'entreposage	5	45
Clarification alcaline	7,5-8,5	40
Clarification acide	5-5,5	43
Traitement secondaire	7	35

4.2.2 Données utilisées dans l'usine de désencrage

Quantité alimentée de papiers secs	437 tonnes sèches/jour
Siccité du papier	10%
% de fibre dans les solides alimentés	80
% de cendres et d'encre dans les solides alimentés	18
Quantité de déchet à enfouir (35% d'humidité)	7,5 tonnes/jour
Boue sèche produite par jour dans l'usine	70 tonnes/jour
Consistance des boues à l'entrée de la presse à boue	5%
Consommation totale d'eau fraîche	5000 m ³ /jour
Quantité d'effluent généré	4500 m ³ /jour
Rendement de pâte produite	80%
Quantité de pâte produite	315 tonnes sèches/jour

4.3 Simulation du procédé

Le modèle dynamique du fonctionnement du procédé de désencrage avec circuit intégré de recyclage des eaux a été fait en utilisant le logiciel de simulation CADSIM PLUS. La simulation comprend une description modulaire de chaque opération unitaire du procédé. Il est utilisé comme élément de prédiction de l'effet du changement des conditions opératoires du procédé sur la qualité de la pâte produite et des eaux de rejets.

Des mesures en usine, la prise et l'analyse d'échantillons seront toujours nécessaires afin de valider les résultats obtenus (24). Dans le cadre de cette étude, la simulation doit être basée sur un modèle qui donne une prédiction fiable du comportement du procédé de désencrage optimisé dans les conditions de fermeture envisagée.

4.3.1 Description du logiciel

Le programme de CADSIM PLUS est basé sur l'utilisation de mots spécifiques permettant à l'utilisateur de choisir des modules de procédé ainsi que des propriétés pour construire un modèle de simulation. L'utilisateur définit des spécifications qu'il introduit

dans le modèle et le logiciel fait le calcul des opérations et donne les résultats sous forme de tableaux. CADSIM PLUS fait des bilans d'énergie et de matière des procédés chimiques dans des conditions dynamiques ou d'équilibre. Il est employé pour la conception et pour trouver des solutions à des procédés très complexes, tels que des problèmes de contrôle de qualité et de gestion de stocks. Ce système permet d'interpréter les schémas créés par l'utilisateur dans une simulation. Il dispose d'une interface d'exécution en mode d'organigramme électronique dans lequel le schéma initial devient un outil interactif et animé. L'utilisateur peut changer les conditions pendant que le procédé simulé fonctionne. Les résultats de simulation (nombres et textes) peuvent être formatés et placés n'importe où sur le schéma. La mise à jour des résultats se fait automatiquement avec chaque itération de la simulation. Des diagrammes sont employés pour enregistrer la réponse dynamique de chaque variable simulée. Les objets graphiques utilisés peuvent être animés de façon à montrer les niveaux de réservoir, les états de "Marche/Arrêt" de pompe, etc..

4.3.2 Simulation du procédé de désencrage

La matière première utilisée pour effectuer l'opération de désencrage a été définie et identifiée à des variables présentes dans CADSIM PLUS. La définition d'hypothèses crédibles est nécessaire en vue de simplifier la conception du procédé de désencrage, de pouvoir représenter tous les équipements et d'identifier correctement tous les éléments présents dans le procédé. En effet, la composition de la pâte et des contaminants générés à chaque étape du procédé est difficilement mesurable en usine.

Les hypothèses formulées pour cette simulation sont donc énumérées comme suit:

A- Les matières premières constituant le procédé de désencrage

- Les fibres sont identifiées dans CADSIM sous le nom «FIBRE».
- L'eau est identifiée dans CADSIM sous le nom «WATER».
- Les produits chimiques utilisés au tritrateur sont identifiés dans la catégorie «INORGANICS».

- Les matières grossières qui représentent les contaminants de grosse taille éliminés (supérieur à 100 μm) en totalité dans les étapes de trituration, de tamisage et d'épuration grossières. Ces éléments ont été identifiés sous le nom de «COARSE» dans CADSIM dans la catégorie de «FIBER».
- Les cendres et les encres qui sont des contaminants générés après la trituration sont de taille inférieure à celle des matières grossières. Ces contaminants en suspension dans la pâte sont difficilement séparés de celle-ci (leur taille est inférieure à 40 μm). Ils sont définis dans CADSIM dans la catégorie des «SUSPENDED» et sont nommés «ASH/INK».
- Les polymères utilisés au niveau des clarificateurs pour faciliter la flottation des boues sont définis dans CADSIM dans la catégorie des «SUSPENDED».
- Les ions obtenus par dissociation de certains produits chimiques ont été identifiés dans CADSIM dans la catégorie «ION»; la détermination des ions OH^- et H^+ permettent le calcul de pH.
- La température est définie dans CADSIM dans la catégorie «TEMPÉRATURE».

B- Caractéristiques des équipements

Les équipements utilisés pour faire la simulation du procédé de désencrage sont: le trituteur, la poire, les épurateurs, les tamis, les cellules de flottation, les clarificateurs, les presses à boues etc..

Ces équipements ont été assimilés à certains modules dans CADSIM dont les caractéristiques sont proches de celles des équipements présents en usine. L'annexe 3 présente les caractéristiques des modules utilisés pour la simulation.

Les équipements utilisés sont caractérisés comme suit:

1-Trituteur	Consistance	15%
2-Poire	Consistance	15%
	Consistance des rejets	35%
	% de rejet de matière grossière	90%

3-Épuration grossière	Consistance	3,5%
	% de rejets de fibres	13,6/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	3,40/RTC**
	% de rejet de matière grossière	10%
4-Tamissage grossier	Consistance	3,2%
	% de rejets de fibres	9/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	2,40/RTC**
5-Flottation	Consistance	1,2%
	% de rejets de fibres	22,6/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	5,8/RTC**
6-Épuration légère	Consistance	1%
	% de rejets de fibres	2,30/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	0,20/RTC**
7-Tamissage fin	Consistance	0,9%
	% de rejets de fibres	5,80/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	6,10/RTC**
8-Épaississement	Consistance	10%
	% de rejets de fibres	...
	% de rejets de cendre/encre	...
9-Entreposage	Consistance	6%
	% de rejets de fibres	...
	% de rejets de cendre/encre	...

10- Pressage	Consistance	30%
	% de rejets de fibres	...
	% de rejets de cendre/encre	...
11- Dispersion	Consistance	5%
	% de rejets de fibres	...
	% de rejets de cendre/encre	...
12- Mise en feuille	Consistance	46%
	% de rejets de fibres	23.10/RTF*
	% de rejets de cendre/encre	29.30/RTC**

*RTF: représente le rejet total de fibres dans le procédé

**RTC: représente le rejet total de cendres et d'encre dans le procédé

4.3.3 Qualité désirée pour le produit final

La pâte produite requiert certaines caractéristiques auxquelles la simulation doit répondre. Les propriétés de la pâte désencrée de l'usine de désencrage sont:

Propriétés physiques de la pâte (moyenne)

- Indice d'égouttage (ml)	135
- Longueur moyenne des fibres (mm)	1,1
- Résistance, rupture (Km)	4,5
- Éclatement (Kpa*m ² /g)	2,5

Propriétés optiques (moyenne)

- Blancheur (ISO) (%)	>59
- Opacité (%)	95
- Analyse d'image (speck/cm ²)	<1200

Propriétés chimiques

- Cendres	6%
- Siccité	>45%
- pH	5,0

4.4 Conception de la boucle de recyclage du procédé

La boucle de recyclage des eaux consiste à traiter les rejets liquides du procédé de désencrage et à les réutiliser dans l'opération de désencrage. Les filtrats des étapes de clarifications alcaline et acide étant recyclés en partie, de façon interne à l'intérieur du procédé, les effluents générés sont essentiellement composés des filtrats des boues de la presse à boue. Ces eaux (filtrats de la presse à boue) ont un volume considérable et contiennent une quantité non négligeable de produits chimiques. Ces filtrats récupérés et traités de façon efficace peuvent être recyclés dans le procédé de désencrage. L'objectif de ce travail de maîtrise est d'obtenir « un zéro rejet liquide » en modifiant le procédé existant de l'usine de désencrage par un traitement et un recyclage des eaux usées générées. Différentes opérations de séparation des contaminants des eaux usées sont utilisées pour satisfaire cet objectif et obtenir différentes qualités d'eau pouvant être recyclées à des endroits stratégiques du procédé. Les résidus solides seront enfouis ou revaloriser de façon énergétique.

Un choix judicieux de méthode de séparation s'impose, basé sur les qualités désirables des eaux à recycler dans le procédé, l'efficacité d'enlèvement des contaminants notamment les encres et les cendres, la conservation de certains produits chimiques (qui ne sont pas dégradés complètement par le procédé et sont retrouvés dans les eaux rejetées) dont la soude caustique, le silicate et l'acide sulfurique (responsable de l'alcalinité ou de l'acidité des eaux).

Les procédés de séparation par membrane répondent à toutes ces considérations. Le choix a été porté, dans cette étude, sur les membranes d'ultrafiltration, de nanofiltration et d'osmose inverse, ces trois opérations permettant de répondre aux objectifs fixés et ne nécessitant que l'utilisation de la pression comme force motrice. L'ultrafiltration utilise une pression d'opération assez modérée et permet l'élimination de façon efficace des pigments d'encres flexographiques en suspension dans l'effluent (21) mais aussi celles des macromolécules indésirables. Son utilisation sera efficace au niveau de la boucle alcaline

La nanofiltration se fait avec une pression d'opération plus élevée que celle de l'ultrafiltration. Cependant, comme les essais pilotes entrepris à l'usine l'ont montré, la nanofiltration permet un abattement de conductivité de 25 à 60%, un abattement de la DCO de 20 à 45 % et de MES de 50 à 95% (données tirées des essais pilotes en usine sur la filtration des effluents sortant du traitement secondaire). Du fait de la volonté d'obtenir des eaux de qualité meilleure pour le lavage de la pâte et l'élimination des sels dissous encore présents, la membrane de nanofiltration sera intéressante pour la boucle acide. Finalement l'osmose inverse utilisée en séquence avec la nanofiltration permettra une récupération totale de l'acide afin de le recycler dans la boucle acide du procédé.

L'ultrafiltration

Les eaux de perméats issues de cette opération ne contiennent pas de matières en suspension ni d'encre. Cependant elles ont un contenu en sels dissous qui pourrait être utile au tritrateur car il permettra la diminution de l'apport extérieur de produits chimiques, notamment celui de la soude caustique servant au maintien du pH à une valeur de 10. Ces eaux serviront également d'eau de dilution et d'appoint lors des opérations de trituration, de tamisage et d'épuration. Le concentrat issu des opérations d'ultrafiltration est recueilli puis acheminé vers la presse à boues.

La nanofiltration

Les perméats de la nanofiltration ont une qualité d'eau meilleure que ceux de l'ultrafiltration car les composants organiques sont retenus ainsi que les ions bivalents. Les eaux de perméats sont aussi dénuées de toute coloration; elles peuvent alors être utilisées dans la zone du procédé acide où la pâte a déjà subi un nettoyage important et requiert des qualités de blancheur et de brillance plus élevées. L'eau traitée peut être utilisée (si nécessaire) comme eau de dilution ou d'appoint pour les opérations de tamisage, d'épuration ou de lavage de la pâte avant la mise en feuille.

L'osmose inverse

Lorsque le besoin en eau n'est pas comblé dans la partie alcaline du procédé de désencrage, la totalité ou une partie du perméat de la nanofiltration est traitée grâce à une

série de membranes d'osmose inverse. Cette opération permettra de récupérer un perméat de qualité pure (sans sel, ni acide, ni coloration) réutilisable dans le procédé alcalin, tandis que le concentrat contenant la totalité de l'acide non neutralisé sera retourné dans le procédé acide .

Séchage

Les solides totaux dissous contenus dans les rejets de la presse à boues peuvent être concentrés à 75% de siccité par séchage comme c'est le cas présentement à l'usine de désencrage.

La vapeur peut être condensée par échange de chaleur et récupérée dans des réservoirs d'eau afin d'être recyclée.

Chapitre 5 -Résultats et discussion

5.1 Résultats obtenus avec les membranes

Le bilan de masse de l'usine de désencrage avant la fermeture des circuits d'eau nous a permis d'établir les conditions d'opération ainsi que les caractéristiques des différents courants du procédé et celles des rejets. Ce bilan a nécessité la fixation de certaines hypothèses permettant de faire le calcul en détail du bilan.

Une étude faite par Mr Martin Girard (14) en 1995 dans le cadre du traitement des effluents à la sortie du traitement primaire de l'usine de désencrage a permis de caractériser les eaux de rejets à la sortie du traitement primaire et d'obtenir les caractéristiques de perméats issus d'une filtration avec des membranes d'ultrafiltration.

Le tableau 5.1 donne les caractéristiques de l'effluent à la sortie du traitement primaire comparativement à celles du perméat obtenu ainsi que les facteurs de séparation de certains paramètres environnementaux.

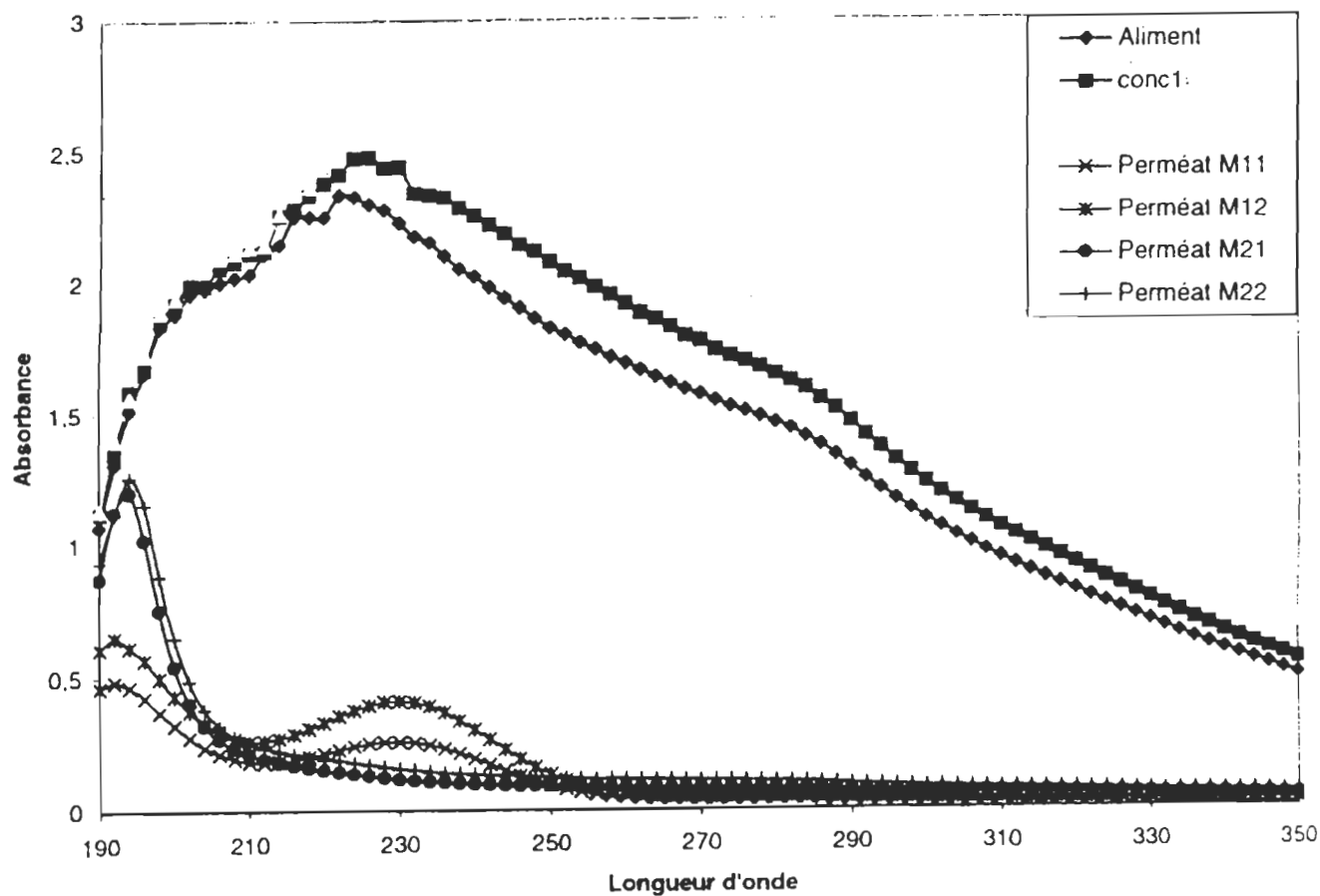
Tableau 5.1 Paramètres environnementaux des effluents primaires de désencrage et des perméats (14) obtenus par filtration avec des membranes d'ultrafiltration

Paramètres environnementaux	Effluent (mg/l)	Perméat d'ultrafiltration (mg/l)	Facteur moyen de séparation (%)
DBO5	145	-	
DCO	605	60 ± 4	89
MES	140	0	100
Sels en solutions	1089	678 ± 20	37

Des essais effectués par le groupe de recherche sur les technologies membranaires dirigé par Mr Rémi Lebrun (2) pendant l'été 1997 pour traiter l'effluent de désencrage à la sortie du traitement secondaire, ont permis de démontrer la possibilité d'un traitement

efficace des effluents avec une séquence de membranes en série d'osmose inverse et de nanofiltration.

En effet, le pilote utilisé qui fonctionnait avec 4 modules en série de membranes d'osmose inverse et de nanofiltration, a permis de recueillir plusieurs courants d'eaux, de qualités différentes, pouvant être réutilisées dans le procédé de désencrage: de l'eau pure à faible teneur en sels dissous, de l'eau contenant des sels dissous mais incolore et sans matière organique et une eau incolore et de qualité proche de celle de l'eau de la ville. La figure 5.1 présente les spectres UV-visibles de l'effluent à traiter, du concentrat et des différents types de perméats. Cette analyse permet de comparer la concentration en matière organique des différentes solutions de perméat par rapport à la solution de concentrat et celle de l'effluent. En observant l'absorbance aux longueurs d'onde précises où se trouvent les pics principaux des spectres, on note une absence de pics aux niveaux des perméats qui nous permettent de conclure de l'inexistence de matière organique et de couleur dans ceux ci.



M_{11} est une membrane d'osmose inverse

M_{12} est une deuxième membrane d'osmose inverse

M_{21} est une membrane de nanofiltration

M_{22} est une deuxième membrane de nanofiltration

Figure 5.1 Spectres UV-visible de l'effluent de désencrage et des perméats obtenus après filtration avec les membranes (2)

Les analyses par conductimétrie, de DCO, de taux en calcium, chlorure, sulfate et sodium ont permis d'avoir des taux de séparation significatifs dans les perméats obtenus, ces résultats sont résumés dans le tableau 5.2.

Tableau 5.2 Résultats relatifs aux taux de séparations des paramètres environnementaux pour les perméats

Paramètres	Perméat P ₁₁	Perméat P ₁₂	Perméat P ₂₁
Conductivité (%)	98	97	72
DCO (%)	48	45	32
MES (%)	95	92	50
Calcium (%)	99,86	99,77	98,06
Chlorure (%)	96,65	92,08	-9,85
Sodium (%)	99,30	98,64	69,67
Sulphates (%)	99,92	99,46	99,59

Données recueillies lors des essais pilotes à l'usine de désencrage en décembre 1997 (2)

P₁₁ représente le perméat d'une membrane d'osmose inverse

P₁₂: représente le perméat d'une autre membrane d'osmose inverse

P₂₁: représente le perméat d'une membrane de nanofiltration

Les procédés de filtration par osmose inverse et nanofiltration utilisés à l'usine, lors d'essais pilotes, ont montré que l'on pouvait traiter près de 80% de l'effluent initial (sortant du traitement secondaire) et obtenir différents types de perméats que l'on peut recycler à divers endroits du procédé de désencrage en fonction des besoins en qualité d'eau. Bien que des essais n'ont pas été effectués sur l'effluent avant le traitement primaire, les hypothèses formulées ont servi de base dans cette étude, à la simulation du procédé intégré de la fermeture des circuits d'eau avec le logiciel CADSIM PLUS.

5.2 Bilan de matière de l'usine de désencrage

Le bilan de matière de l'usine a été fait sur le logiciel Excel en tenant compte de certaines données de l'usine (les débits de matière à l'entrée du tritrateur ainsi que les consistances à la sortie de chaque étape d'opération unitaire du procédé de désencrage). Les autres hypothèses tels que les pourcentages de rejet de cendres/encre de matières grossières ont été prises dans la littérature (voir chapitre 4 : Caractéristiques des équipements). L'hypothèse formulée sur la composition du papier initial entrant dans le tritrateur est la suivante :

- 80% de fibres
- 18% de cendres/encre
- 2% de matières grossières (les contaminants grossiers sont éliminés avant la flottation et évacués vers un site d'enfouissement)

5.2.1 Bilan sur l'eau de l'usine

La figure 5.2 présente un bilan global sur l'eau du procédé de désencrage. Ce bilan montre que 5214 m³/j d'eau fraîche sont alimentés dans l'usine et que cette eau provient de la rivière. 4666 m³/j d'effluent sont générés à l'entrée du système de traitement primaire, 410 m³/j d'eau ressortent dans la pâte et 93 m³/j dans la boue à sécher.

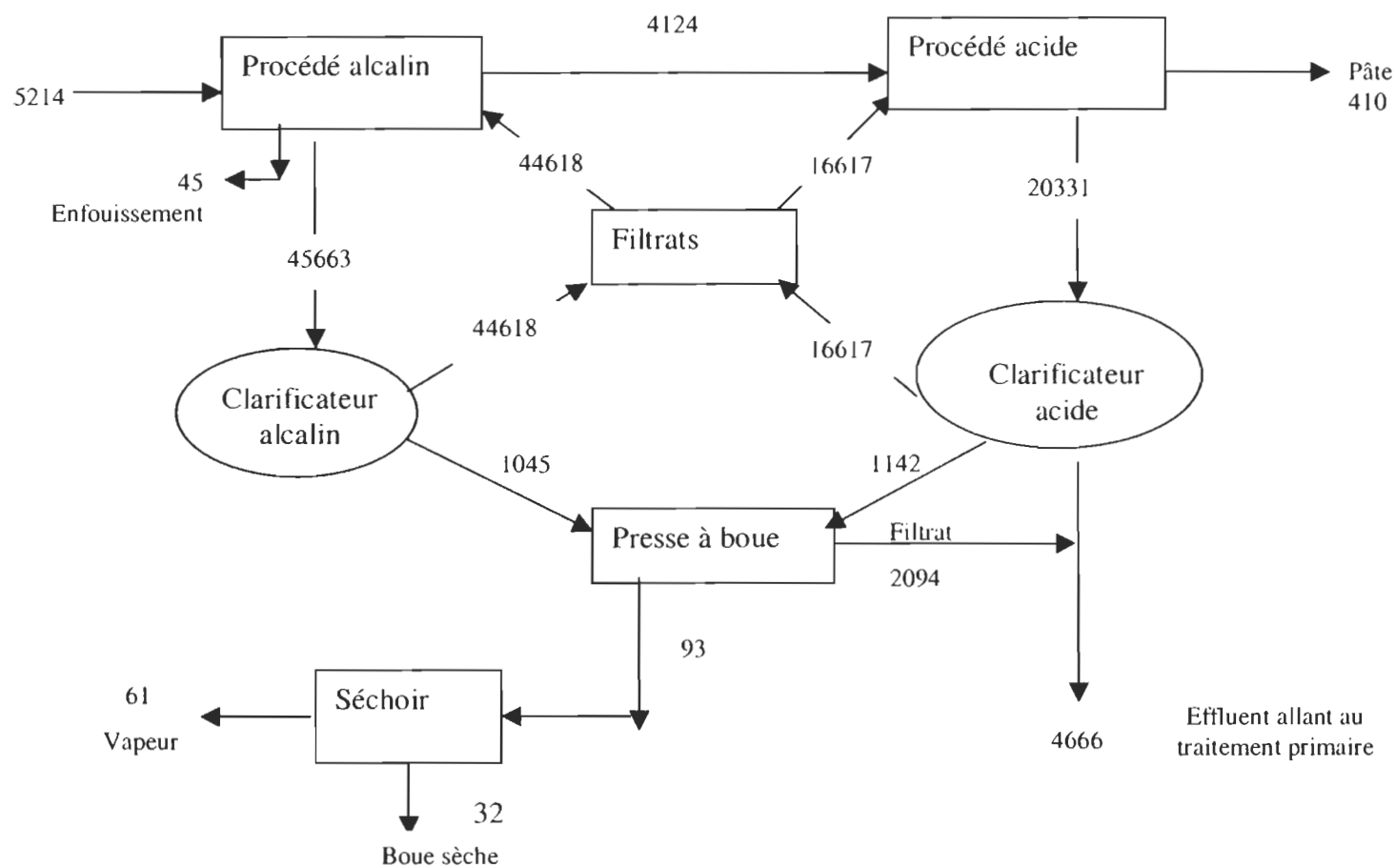


Figure 5.2 Bilan sur l'eau de l'usine de désencrage

5.2.2 Bilan sur les solides

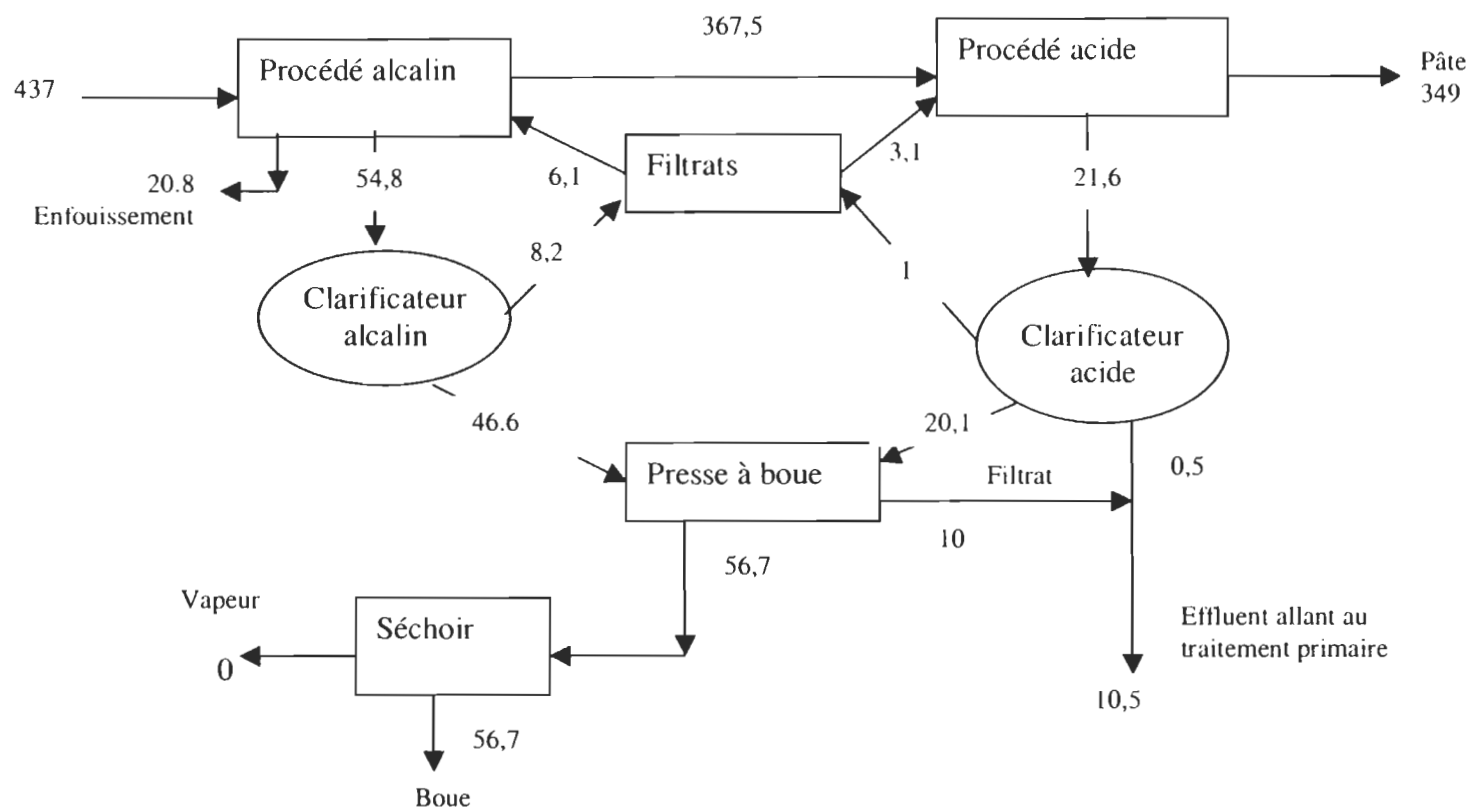


Figure 5.3 Bilan sur les solides de l'usine de désencrage

5.2.3 Validation du bilan de matière

Tableau 5.3 Comparaison de données du bilan de matière versus les données fournies par l'usine.

Paramètres	Données du bilan	Données de l'usine	% d'écart
Débit de pâte produite (tonnes/j)	349	350	0,3
% cendres dans la pâte produite	6,02%	6%	0,3
Débit d'effluent liquide (m ³ /j)	4666	4500	4
Consistance des boues à enfouir (%)	36	35	3
Débit de boue rentrant dans la presse à boue (tonnes/j)	66,7	70	5
pH au tritrateur (Éq. 3.3)	9,5	10,3	Différence de 0,8
pH de la pâte produite (Éq. 3.3)	5	5	0

Les écarts observés entre les valeurs récoltées à l'usine de désencrage et celles calculées dans le bilan de masse de l'usine sur le logiciel Excel sont inférieurs à 10%. Cette faible valeur témoigne de la véracité des hypothèses formulées afin d'établir le bilan de masse complet de l'usine. Les différences observées peuvent être attribuées à la variabilité de

certaines données de l'usine telles que les consistances, dans les différentes étapes du procédé qui ne sont pas fixes.

Le bilan du procédé de désencrage actuel étant fiable, les valeurs obtenues ont pu être utilisées afin de faire la simulation du procédé conçu avec la fermeture des circuits d'eau.

5.3 Simulation

5-3-1 Choix des membranes

Le choix des membranes a été fait en fonction des caractéristiques permettant aux contaminants de se séparer des eaux, et des résultats obtenus sur le traitement des effluents de désencrage à la sortie du traitement primaire et secondaire, avant le rejet dans les cours d'eau (tableau 5.4).

La boue de la presse à boue alcaline est épaissie à une consistance de 50%. Le filtrat de la presse est recueilli et traité par une membrane d'ultrafiltration avant d'être ajouté au filtrat du clarificateur alcalin pour servir d'eau d'appoint dans la partie alcaline du procédé de désencrage.

La boue du clarificateur acide est épaissie au niveau de la presse à boue acide à une consistance de 50%. Le filtrat obtenu de la presse à cette étape est traité par une membrane de nanofiltration. Le perméat recueilli est traité à son tour par une membrane d'osmose inverse afin de récupérer la totalité de l'acide pour le recirculer dans la partie acide du procédé simulé. Le perméat de l'osmose inverse (eau pure) est ramené dans la partie alcaline du procédé pour combler le besoin en eau de cette partie du procédé.

Les concentrats des membranes sont tous recirculés dans le procédé comme le montre les figures 5.4 et 5.5.

Tableau 5.4 Caractéristiques des membranes

Type de membrane	f_{MES}	f_{sd}	R
Ultrafiltration	100%	50%	80%
Nanofiltration	100%	85%	80%
Osmose inverse	100%	100%	50%

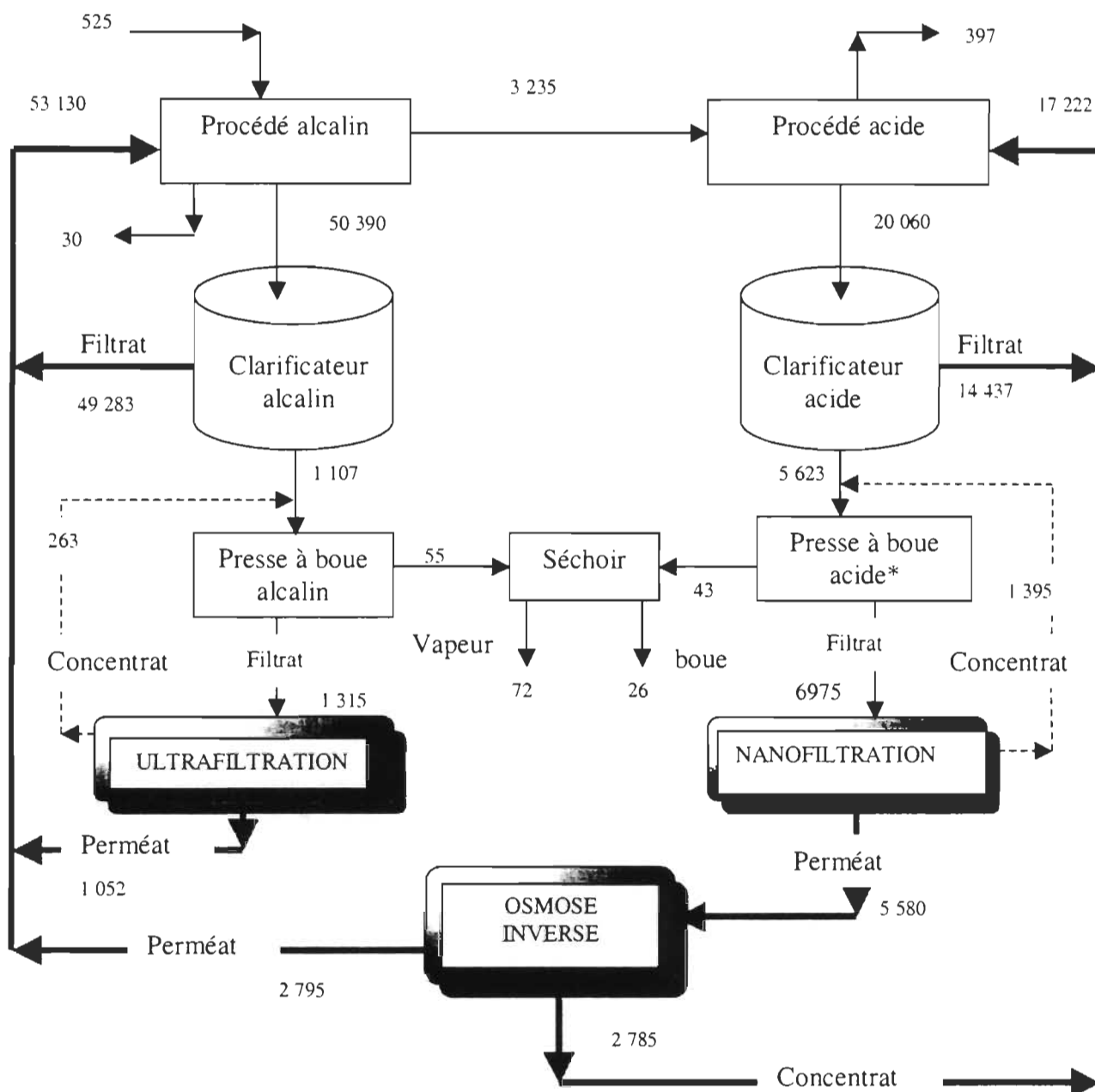
f_{MES} : représente le facteur de séparation de matières en suspension.

f_{sd} : représente le facteur de séparation de solides dissous.

R: représente le taux de récupération de perméat.

5.3.2 Résultats du bilan de matière de l'usine en circuit fermé par simulation

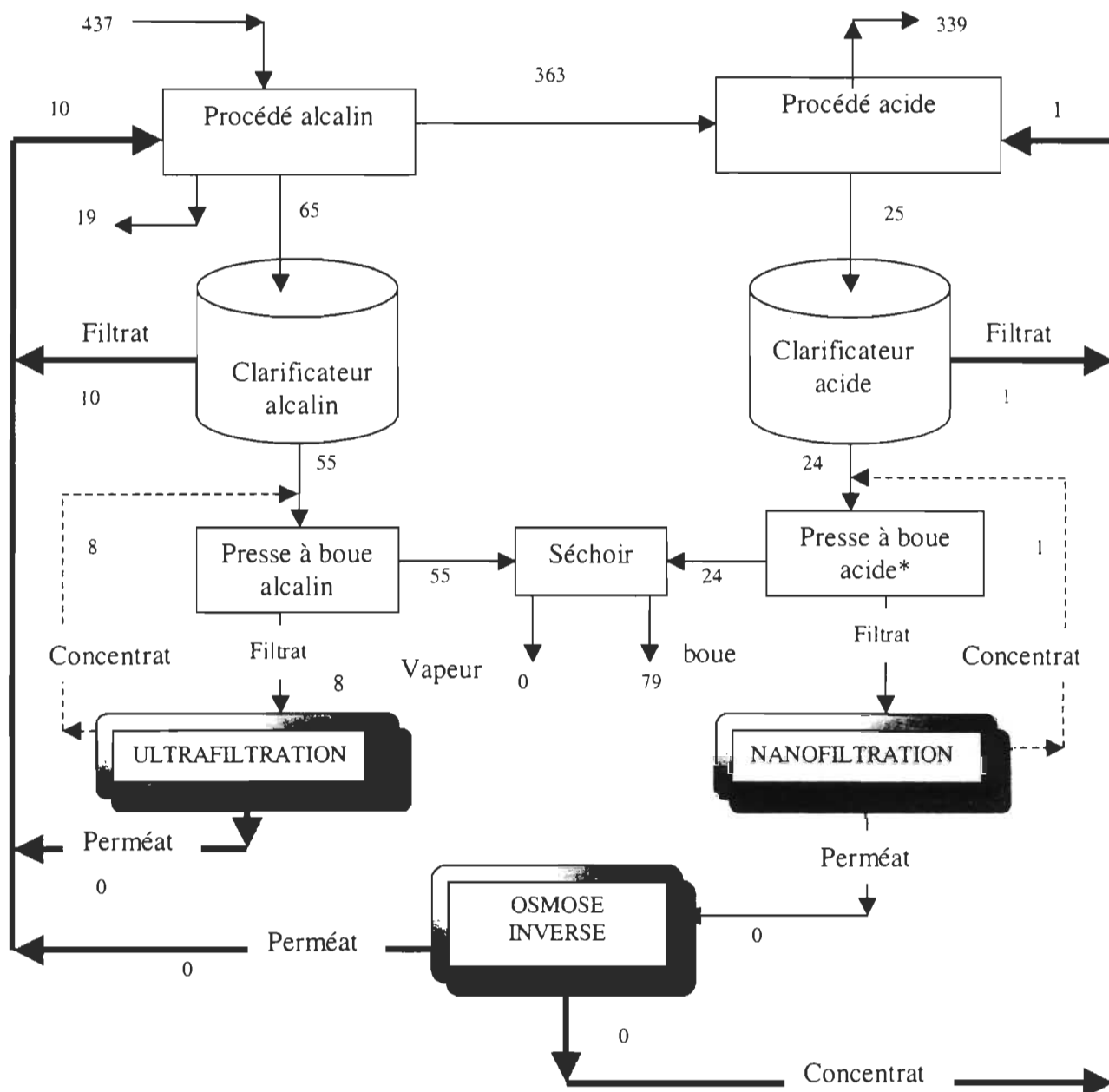
La simulation du procédé de désencrage en tenant compte du traitement des eaux avec les membranes et de la fermeture des circuits d'eau a été fait sur le logiciel de simulation CADSIM PLUS (voir annexes 4 et 5: diagramme du procédé simulé et résultats de la simulation).



Tous les débits sur ce diagramme sont en m³/j.

* La presse à boue acide peut être remplacée par une microfiltration avec les mêmes caractéristiques de séparation.

Figure 5.4 Bilan d'eau obtenu par simulation



Tous les débits sur ce diagramme sont en tonnes/j.

* La presse à boue acide peut être remplacée par une microfiltration avec les mêmes caractéristiques de séparation.

Figure 5.5 Bilan de solides obtenu par simulation

5.3.3 Validation de la simulation

Tableau 5.5 Validation de la simulation

Paramètres	Données du bilan	Résultat de la simulation	% d'écart
Débit de pâte produite (tonnes/j)	349	339	3
Cendres dans la pâte produite (%)	6.0	6.6	9
Consistance des déchets à enfouir (%)	35	35,3	2
Débit de boue sortant du clarificateur alcalin (tonnes sèches/j)	46.6	55	15
Débit de boue total (tonnes sèches/j)	56,7	79	28
Débit de filtrat du filtrat du clarificateur alcalin (m ³ /j)	44618	49283	9
Débit de filtrat du filtrat du clarificateur acide (m ³ /j)	16617	14437	13
Consistance de la pâte produite (%)	46	46	0

Les résultats obtenus par la simulation sont très proches de ceux bilan de masse étant donné que la modélisation était basée sur les hypothèses utilisées pour faire le bilan de matière sur le logiciel Excel. Les écarts notés ici, bien que faibles, sont plus significatifs puisque le procédé a été modifié en recirculant les eaux traitées par les membranes. Ainsi certains débits tels que les débits de filtrats des clarificateurs ont augmenté ou baissé en fonction du taux de récupération de perméats des membranes.

Les écarts observés n'étant pas très élevés entre le procédé actuel de désencrage et celui simulé avec la fermeture des circuits d'eau, on peut en déduire que le système n'implique pas d'accumulation de contaminants pouvant entraîner la baisse de qualité de la pâte sortante ou la détérioration des équipements utilisés.

5.4 Analyse économique

5.4.1 Économie réalisée sur les produits chimiques

Les produits chimiques considérés dans l'évaluation économique sont le NaOH, le Na_2SiO_3 (responsable de l'alcalinité dans la partie alcaline du procédé de désencrage) et le H_2SO_4 (responsable de l'acidité de la partie acide du procédé). La fermeture des circuits d'eau a permis la diminution de l'apport de ces produits à l'entrée du tritrateur. Le tableau 5.5 montre la variation de ces produits ainsi que leurs prix (22) dans le procédé initial de désencrage comparativement au procédé simulé avec la fermeture des circuits d'eau

Tableau 5.6 Quantités produits chimiques utilisés

Produits chimiques	Quantité Kg/s	Quantité tonnes/jour	Prix unitaire (\$)	Prix total (\$)	prix annuel (\$)	Réduction obtenue
NaOH	3,47E-02	3	116,67	350,01	122 503,50	
NaOH simulé	2,53E-02	2,19	116,67	255,51	89 427,56	73,00%
Na_2SiO_3	4,63E-02	4	3,00	12,00	4 200,00	
Na_2SiO_3 simulé	1,99E-02	1,72	3,00	5,16	1 806,00	43,00%
H_2SO_4	5,78E-02	5	3900	19.500	6 825 000	
H_2SO_4 simulée	3,93E-02	3,4	3900	13 260	4 641 000	68,00%

5.4.2 Économie d'eau fraîche

La quantité d'eau obtenue après la simulation de la fermeture des circuits d'eau est de 525 m³/j comparativement à la demande d'eau dans le procédé actuel qui est de 5214 m³/j. On observe donc une baisse de près de 90% du besoin en eau fraîche externe.

5.4.3 Économie d'énergie utilisée pour le chauffage de l'eau

A- Calcul d'énergie pour réchauffer l'eau fraîche dans le système de désencrage actuel, avant la fermeture des circuits d'eau

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$M = 5214 \text{ m}^3/\text{jour}$$

$$C_p = 4,184 \text{ joule /g.}^\circ\text{C}$$

$$1\text{m}^3 \text{ d'eau} \rightarrow 1000 \text{ Kg d'eau}$$

$$\Delta T_{\text{été}} = 48 - 25 = 23 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{hiver}} = 48 - 2 = 46 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$1 \text{ joule} \rightarrow 2,78\text{E-}07 \text{ KW.h}$$

$$1\text{an} \rightarrow 3,65\text{E+}02 \text{ jours}$$

$$\text{Énergie consommée en été est: } Q_{\text{été}} \rightarrow 5,02\text{E+}11 \text{ joules/j}$$

$$Q_{\text{été}} \rightarrow 1,39\text{E+}05 \text{ KW.h/jour}$$

$$Q_{\text{été annuel}} \rightarrow 5,09\text{E+}07 \text{ KW.h/an}$$

$$\text{Énergie consommée en hiver est: } Q_{\text{hiver}} \rightarrow 1,00\text{E+}12 \text{ joules/jour}$$

$$Q_{\text{hiver}} \rightarrow 2,79\text{E+}05 \text{ KW.h/jour}$$

$$Q_{\text{hiver annuel}} \rightarrow 1,02\text{E+}08 \text{ KW.h/an}$$

Cas du chauffage électrique:

$$\text{Prix de l'énergie électrique} \rightarrow 10,3 \text{ \$/GJ}$$

On suppose un coût de 0,036 \$ du KW.h et une efficacité de 97 %.

$$\text{Énergie été:} \rightarrow 501,75\text{GJ/jour ou } 139\,376 \text{ KW.h/jour}$$

$$\text{Énergie hiver} \rightarrow 1\,003,51 \text{ GJ/jour ou } 278\,752 \text{ KW.h/jour}$$

Puissance-hiver $\rightarrow 11,61$ MW

Puissance-été $\rightarrow 5,81$ MW

Coût énergie-hiver $\rightarrow 10\,336$ \$/j ou $1\,886\,343$ \$/6mois.

Coût énergie-été $\rightarrow 5\,168$ \$/jour ou $943\,171$ \$/6mois.

Coût annuel de l'énergie électrique utilisée pour le chauffage de l'eau fraîche:

Énergie = 15 504 \$/jour ou 2 829 514 \$/12mois

Cas du chauffage au gaz naturel:

Prix du gaz naturel $\rightarrow 7,2$ \$/GJ

On suppose un coût de $0,19$ \$/m³ et une efficacité de 70% .

Coût énergie-hiver: cas du gaz $\rightarrow 7\,225$ \$/jour ou $1\,318\,609$ \$/6mois.

Coût énergie-été: cas du gaz $\rightarrow 3\,613$ \$/jour ou $659\,304$ \$/6mois.

Coût annuel de l'énergie au gaz naturel utilisée pour le chauffage de l'eau fraîche :

Énergie = 10 838 \$/jour ou 1 977 913 \$/12mois

B- Calcul d'énergie pour réchauffer l'eau fraîche dans le système de désencrage avec la fermeture des circuits d'eau

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$M = 525 \text{ m}^3/\text{jour}$$

$$\Delta T_{\text{été}} = 23 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{\text{hiver}} = 46 \text{ }^\circ\text{C}$$

Énergie consommée en été: $Q_{\text{été}} \rightarrow 5,05\text{E}+11$ joule /jour

$$Q_{\text{été}} \rightarrow 1,40\text{E}+04 \text{ KW.h/jour}$$

$$Q_{\text{été}} \text{ annuel} \rightarrow 4,77\text{E}+06 \text{ KW.h/an}$$

Énergie consommée en hiver: $Q_{\text{hiver}} \rightarrow 1,01104\text{E}+11$ joule/jour

$$Q_{\text{hiver}} \rightarrow 2,81\text{E}+04 \text{ KW.h/jour}$$

$$Q_{\text{hiver}} \text{ annuel} \rightarrow 9,55\text{E}+06 \text{ KW.h/an}$$

Énergie consommée en été: $\rightarrow 50,55$ GJ/jour ou 14042 KW.h/jour

Énergie consommée en hiver $\rightarrow 101,10$: \rightarrow GJ/jour ou 28084 KW.h/jour

Puissance été $\rightarrow 0,59$ MW

Puissance- hiver $\rightarrow 1,17$ MW

Cas du chauffage électrique

Coût énergie hiver → 1 041 \$/jour ou 190 050 \$/6mois.

Coût énergie été → 521 \$/jour ou 95 025 \$/6mois.

Coût annuel de l'énergie électrique utilisée pour le chauffage de l'eau fraîche

Énergie = 1 562 \$/jour = 285 074 \$/12mois

Cas du chauffage au gaz naturel:

Coût énergie hiver : → 728 \$/jour ou 132 850 \$/6mois.

Coût énergie été: → 364 \$/jour ou 66 425 \$/6mois.

Coût annuel de l'énergie au gaz naturel utilisée pour le chauffage de l'eau fraîche

Énergie = 1 092 \$/jour = 199 275 \$/12mois.

Chapitre 6 -Conclusion

Les fabriques de pâtes et papiers sont des fortes consommatrices d'eau. Dans les usines de désencrage cela est attribué aux étapes de lavage ou de flottation. L'on cherche par conséquent des alternatives afin de diminuer cette demande en eau fraîche et réduire leurs quantités d'effluents.

Les systèmes de traitement primaire et secondaire utilisés dans l'industrie permettent de retirer et (ou) d'éliminer les MES, la DBO₅ et la toxicité des matières organiques contenues dans ces effluents afin de purifier les eaux usées qui sont retournées dans les rivières, les lacs et les océans. Cependant, face au durcissement des normes et des législations environnementales, l'industrie des pâtes et papiers du Canada consacre actuellement beaucoup d'effort à la fermeture des circuits aqueux. Ces efforts passent obligatoirement par des techniques de pointe qui visent la prévention de la pollution plutôt que son traitement.

Des programmes auxquels collaborent l'industrie, le gouvernement et les fournisseurs, visent à mettre au point des technologies en circuits fermés qui peuvent être vendues à des usines au Canada et exportées ultérieurement, créant des retombées économiques considérables.

Des études effectués par M Martin Girard en 1995 et par le groupe de recherche sur les technologies membranaires dirigée par le professeur Rémi Lebrun de l'université du Québec à Trois-Rivières, sur le traitement des effluents de l'usine de désencrage, ont permis de conclure que les techniques de séparation par membranes répondent au besoin des usines. Celles-ci bénéficieraient de véritables technologies dites «propres» donc non-polluantes, qui assureront non seulement le zéro-rejet, mais aussi la récupération de produits réutilisables ayant une valeur ajoutée non négligeable et la réalisation d'économies substantielles en eau, énergie et en réactifs.

Les études réalisées sur la filtration des effluents de l'usine de désencrage, à la sortie du système de traitement primaire et sur ceux de l'effluent final (à la sortie du traitement

secondaire avant le rejet dans le cours d'eau) avec des membranes d'ultrafiltration, de nanofiltration et d'osmose inverse ont permis d'obtenir différentes qualités de perméats. L'osmose inverse a permis d'avoir des perméats de bonne qualité comparable à de l'eau pure (sans sel ni coloration); Les perméats de l'ultrafiltration et de la nanofiltration sont des eaux de qualité intermédiaire (sans coloration mais avec un certain contenu en sels dissous).

Dans le cadre de ce travail de synthèse, une conception du procédé de désencrage a été effectuée à l'aide du logiciel de simulation CADSIM PLUS, basée sur la ségrégation des eaux, le traitement des eaux de rejet (avec les membranes) et leur recyclage dans le procédé de fabrication existant. Des calculs reliés au bilan de matière sur l'ensemble des courants liquides et solides du procédé de désencrage de l'usine actuelle sur le logiciel Excel ont servi de référence à la simulation du procédé avec intégration du système de traitement membranaire. Les résultats obtenus ont ainsi pu être validés grâce aux faibles valeurs notées pour les écarts entre les données réelles (ou calculées par bilan) et les valeurs de la simulation.

Finalement, l'étude effectuée peut être considérée comme très satisfaisante dans la mesure où la conception et la simulation effectuées ont permis de diminuer le besoin en consommation d'eau fraîche de près de 90%. Le besoin en produits chimiques responsables de l'alcalinité dans le procédé (NaOH et silicate) a été réduit respectivement de 73% pour la soude caustique et de 43% pour le silicate. Quand à l'acide sulfurique, responsable de l'acidité de pâte produite, sa quantité a été réduite de 68% par la conception effectuée.

Enfin, l'optimisation du procédé de désencrage par la fermeture des circuits d'eau est énergétiquement intéressante: On constate que le besoin en énergie de chauffage de l'eau fraîche a baissé de 91%.

Bibliographie

1. Paris, J., Dorica, J., Orccotoma, A. et Francis, D.W. " System closure in integrated new sprint mills: R&D issues" École polytechnique (1995).
2. Lebrun, R. " Séparation membranaires des effluents de désencrage " Projet de recherche et developpement coopératif: HYDRO-QUÉBEC, CRSNG et UQTR (1995).
3. Publications CCH. " Règlement sur les attestations d'assainissement en milieu industriel" Ministère de l'environnement, Québec. 11-12 (1999).
4. Ouellet, J. " Les papetières répondent au défi du 30 Septembre" Les Papetières du Québec, Vol. 6, 1995.
5. Ferguson, L. "deinking chemistry, Tech'92" Recycling and deinking course (1992).
6. Borchardt, K. " Introduction to deinking chemistry " Paper Recycling Challenge, Deinking and Bleaching (1992).
7. Edde, H. "Environmental control for pulp and paper mills" Pollution technology review, Noyes (1992).
8. Robert, B.K. "Minimum water use : Water, water everywhere, but does it need to be that way ?" Tappi Journal, Vol. 79, no. 12, 1997, p. 47-51.
9. Rakosh, L. "A 6000 gallon/ton fine-paper machine water system" Pulp and Paper Magazine Vol. 75, no. 3, 1980, p. 63-66.
10. Lavallée, H.-C (1997). Communication personnelle, tirée des Notes de cours de Daniel Gagnon «Traitement anti-pollution» Hiver 1999.
11. Woodward, T. "Mill Closure: The typical issues", Pima magazine, Vol. 78 no. 6, 1996, p. 44-48.
12. Doshi, R., Parker & Dugal. "Paper recycling" Doshi & Associates Inc (1985).
13. Olsen, N. "Membrane technology in the pulp and paper industry" Desalination, Vol. 35, 1980, p. 291-302.

14. Girard, M. "Traitement des effluents de l'industrie du désencrage par procédés membranaires" Mémoire de Maîtrise en Sciences des Pâtes et papiers, (1997).
15. Cheryan, M. "Handbook: Ultrafiltration and Microfiltration" Technomic Publishing.Co.Inc, University of Illinois (1998).
16. Paleologou, M.,Cloutier, J.-N., Dorica, J. et Berry, R.M. "Membrane technologies for pulp and paper applications" Pulp & Paper Canada, Vol. 95 no. 10, 1994, p. T386-T390.
17. Kate, C. et Guest, D. "Wastepaper" Pira guide series (1991).
18. Lévesque, M. "Le recyclage et le désencrage des papiers et des cartons" CCDMD (Centre Collégial de Développement de Matières Didactiques) (1999).
19. Said, A. "Recycling" Tappi Press Anthology of Published Papers (1992-1997).
20. Lavallée, H-C."Caractérisation des effluents de désencrage : Programme de réduction des rejets industriels (PRRI)" rapport préparé pour Désencrage C.M.D. Inc (1995).
21. Doshi, .R . et Dyer, .M. "Paper recycling challenge : Volume II, Deinking and Bleaching" Doshi & Associates Inc (1997).
22. A &C "Produits chimiques pour laboratoires" Américan Chemicals LTD (1993-1994)
23. Stéphane, M.R. "Using a dynamic simulator to achieve Zero effluent" Pima's Papermaker, Vol. 79 no. 10, 1997, p. 45-48.
24. Joelle, M. et Bill, S. "Simulation of ink removal at a newsprint deinking facility" Tappi Journal, Vol. 79 no. 12, 1997, p. 135-138.

Annexes

Annexe 1
Quelques théories sur la séparation par membrane

1 Écoulement d'eau pure dans les pores d'une membrane

De manière générale, il est admis que l'écoulement de l'eau pure dans les pores d'une membrane, suit la loi de Poiseuille et le débit de perméat s'exprime en fonction de la pression motrice P_m :

$$Q_p = \frac{A_i S_m \Delta P_m}{\mu} \quad (1)$$

2 Écoulement d'une solution dans les pores d'une membrane

L'écoulement d'une solution dans les pores d'une membrane peut être modélisé par l'équation :

$$Q_p = \frac{A_i S_m \Delta P_{eff}}{\mu} \quad (2)$$

avec

$$\Delta P_{eff} = \Delta P_m - (\Pi(X_m) - \Pi(X_p)) \quad (3)$$

Dans ce cas la perméabilité intrinsèque A_i est déterminée par l'équation (1) ci dessus.

Prenant en considération la pression transmembranaire apparente, et la fraction molaire du soluté dans la solution (X), on établit :

$$Q_p = \frac{A_{id} S_m}{\mu} [\Delta P_a - (\Pi(X_m) - \Pi(X))] \quad (4)$$

avec

$$\Delta P_a = \Delta P_m - (\Pi(X) - \Pi(X_p)) \quad (5)$$

La perméabilité intrinsèque à l'eau pure a été remplacée par la perméabilité dynamique A_{id} . Celle-ci est égale à la perméabilité dynamique de l'eau pure lorsque X tend vers 0, et déterminée lorsque X_m tend vers X .

Le débit de perméat Q_p est alors définie par l'équation suivante:

$$Q_p = \frac{A_{id} S_m \Delta P_a}{\mu} \quad \text{si} \quad X_m \rightarrow X \quad (6)$$

3 La pression osmotique

La pression osmotique d'une solution diluée comportant plusieurs solutés, est définie par l'équation suivante:

$$\Pi = \sum_i RTC \quad (7)$$

Π : est la pression osmotique (Pa)

C : concentration d'un soluté (Kg/m^3)

M : masse molaire d'un soluté (Kg/Kmol)

T : température (K)

R : constante des gaz parfait; $R = 8.315 \text{ J Mol/K}$

i : nombre de soluté dans la solution

4 Séparation à travers les pores d'une membrane

Deux types de facteurs de séparation peuvent être définis. Le facteur de séparation global (f) et le facteur de séparation intrinsèque (f').

Le facteur de séparation globale se définit par la relation:

$$f = 1 - \frac{X_p}{X_A} \quad (8)$$

La séparation intrinsèque représente la séparation effectuée par la membrane. En considérant la fraction molaire à la surface de la membrane, le facteur intrinsèque de séparation est donné par le modèle de Kimura-Sourirajan :

$$\frac{Q_p}{S_m} = \frac{D_{AM}}{K\delta} \left(\frac{f^*}{1-f^*} \right) \quad (9)$$

avec

$$f^* = 1 - \frac{X_p}{X_m} \quad (10)$$

Nomenclature

$D_{AM}/K\delta$ = paramètre de transport du soluté (m/s)

f, f' = facteur de séparation global et intrinsèque respectivement

P = pression (Pa)

Q = débit (m^3/s)

R = rayon de pore (m)

X = fraction molaire

S = surface

Lettres grecques

Δ = gradient

μ = viscosité du liquide (Pa.s)

Indice

a = apparent

A = soluté

m = membrane

p = perméat

Annexe 2
Description des composants utilisés dans CADSIM PLUS

PAPER Stream Variables

FLOW = \sum COMPONENT_i
VOLUMETRIC_FLOW

Liquids

TOTAL_LIQUID_PHASE = \sum INORGANIC + \sum ORGANIC +
WATER + \sum LIQUID
TOTAL DISS SOL = \sum INORGANIC + \sum ORGANIC
DISS_SOL_CONC = (\sum INORGANIC + \sum ORGANIC) /
TOTAL_LIQUID_PHASE

Inorganic

INORG_DISS_SOL_CONC = \sum INORGANIC / TOTAL_LIQUID_PHASE
TOTAL_INORG_DISS_SOL = \sum INORGANIC

Organic

ORG_DISS_SOL_CONC = \sum ORGANIC / TOTAL_LIQUID_PHASE
TOTAL_ORG_DISS_SOL = \sum ORGANIC

Solids

TOTAL_SOLID_PHASE = \sum FIBRE + \sum SUSPENDED

Fibre

CONSISTENCY = (\sum FIBRE + \sum SUSPENDED) / FLOW
TONNAGE
AIR_DRY_TONNAGE
TOTAL_FIBRE = \sum FIBRE

Suspended

TOTAL_SUSP_SOL = \sum SUSPENDED
SUSP_SOL_CONC = \sum SUSPENDED / FLOW

Gas

TOTAL_GASEOUS_PHASE = \sum GAS + STEAM
RH (RELATIVE HUMIDITY)
W = wt WATER VAPOUR / wt DRY GAS

Temperature

SPECIFIC_ENERGY = \sum (COMPONENT_i * \hat{H}_i) / FLOW
ENERGY_FLOW = \sum (COMPONENT_i * \hat{H}_i)
ENTROPY = \sum (COMPONENT_i * Specific_S_i) / FLOW
SATN_TEMPERATURE
BOILING_TEMPERATURE

PAPDYN Stream Variables

FLOW
VOLUMETRIC_FLOW

Liquids

$$\begin{aligned}\text{TOTAL_LIQUID_PHASE} &= \sum \text{INORGANIC} + \sum \text{ORGANIC} + \text{WATER} + \sum \text{LIQUID} \\ \text{TOTAL_DISS_SOL} &= \sum \text{INORGANIC} + \sum \text{ORGANIC} \\ \text{DISS_SOL_CONC} &= (\sum \text{INORGANIC} + \sum \text{ORGANIC}) / \text{TOTAL_LIQUID_PHASE}\end{aligned}$$

Inorganic

$$\begin{aligned}\text{TOTAL_INORG_DISS_SOL} &= \sum \text{INORGANIC} \\ \text{INORG_DISS_SOL_CONC} &= \sum \text{INORGANIC} / \text{TOTAL_LIQUID_PHASE}\end{aligned}$$

Organic

$$\begin{aligned}\text{ORG_DISS_SOL_CONC} &= \sum \text{ORGANIC} / \text{TOTAL_LIQUID_PHASE} \\ \text{TOTAL_ORG_DISS_SOL} &= \sum \text{ORGANIC}\end{aligned}$$

Solids

$$\begin{aligned}\text{TOTAL_SOLID_PHASE} &= \sum \text{FIBRE} + \sum \text{SUSPENDED} \\ \text{CONSISTENCY} &= (\sum \text{FIBRE} + \sum \text{SUSPENDED}) / \text{FLOW}\end{aligned}$$

Fibre

$$\text{TOTAL_PULP} = \sum \text{FIBRE}$$

Suspended

$$\begin{aligned}\text{TOTAL_SUSP_SOL} &= \sum \text{SUSPENDED} \\ \text{SUSP_SOL_CONC} &= \sum \text{SUSPENDED} / \text{FLOW}\end{aligned}$$

Gas

$$\text{TOTAL_GASEOUS_PHASE} = \sum \text{GAS} + \text{STEAM}$$

Temperature

$$\begin{aligned}\text{SPECIFIC_ENERGY} &= \sum (\text{COMPONENT}_i \cdot \hat{H}_i) / \text{FLOW} \\ \text{ENERGY_FLOW} &= \sum (\text{COMPONENT}_i \cdot \hat{H}_i)\end{aligned}$$

Annexe 3
Caractéristique des modules de CADSIM PLUS utilisés pour la
simulation

HIGH-DENSITY STORAGE

HIGH-DENSITY, STORAGE

A HIGH-DENSITY tank stores its inlet flows and concentrations in equal volume layers, plus a mixing layer. Each layer maintains constant composition as they move down the tank. Mixing occurs in two spots only: 1) At the inlet of the tank, where mixing of feed occurs until a complete layer has formed. 2) In the bottom layer in the tank. The number of layers includes the bottom layer where mixing occurs. The OVERFLOW flow cannot be specified; it is calculated and set by the unit as required to meet the outlet demand.

Legal Names:	HIGH-DENSITY, HIGH_DENSITY, STORAGE	
French:	HAUTE_DENSITÉ, HAUTE_DENSITE	
Stream Chemistry:	Single	
Stream Requirements:	FLOW	
Number of Streams:	<u>Inlet</u> 1 - INFINITY	<u>Outlet</u> 2
Required Stream Names:	<u>Inlet</u> None	<u>Outlet</u> OVERFLOW
Free Outlet Variables:	1 FLOW (<i>cannot be OVERFLOW</i>)	
Free Unit Variables:	MAX_VOLUME maximum tank volume (when full) MIXING_VOLUME volume of bottom layer INITIAL_VOLUME initial tank volume at start of simulation NUMBER_OF_LAYERS number of layers to divide the tank into to track the high density contents HEAT_LOSS (%) if TEMPERATURE is present	
Calc. Unit Variables:	CURRENT_VOLUME current volume during simulation LAYER_VOLUME volume in each of the layers tracked	

DEFAULT MODULE

DEFAULT, BLACK_BOX, GENUNIT

In addition to being created for a unit with one of the above names, a DEFAULT module will also be created whenever a match cannot be made with any other module. A general mass and energy balance is carried out to determine the missing flow for each component, and the missing TEMPERATURE, if TEMPERATURE is present. Phase changes between WATER and STEAM can occur. A SUBCOOLED stream can be specified by setting STEAM = 0, a SUPERHEATED stream can be specified by setting WATER = 0, and the TEMPERATURE of a SATURATED stream can be specified by equating TEMPERATURE to SATN_TEMPERATURE.

Legal Names:	DEFAULT, BLACK_BOX, GENUNIT	
French:	PAR_DÉFAUT, PAR_DEFAULT	
Stream Chemistry:	Multiple	
Stream Requirements:	FLOW	
Number of Streams:	<u>Inlet</u> 1 - INFINITY	<u>Outlet</u> 1 - INFINITY
Required Stream Names:	<u>Inlet</u> <i>None</i>	<u>Outlet</u> <i>None</i>
Free Outlet Variables:	<i>If WATER, STEAM, and TEMPERATURE are present...</i> #Out - 1 WATER #Out STEAM #Out - 1 COMPONENT _i , for remaining components <i>All other cases...</i> #Out - 1 COMPONENT _i #Out - 1 TEMPERATURE (if TEMPERATURE is present) #Out PRESSURE (if PRESSURE is present)	

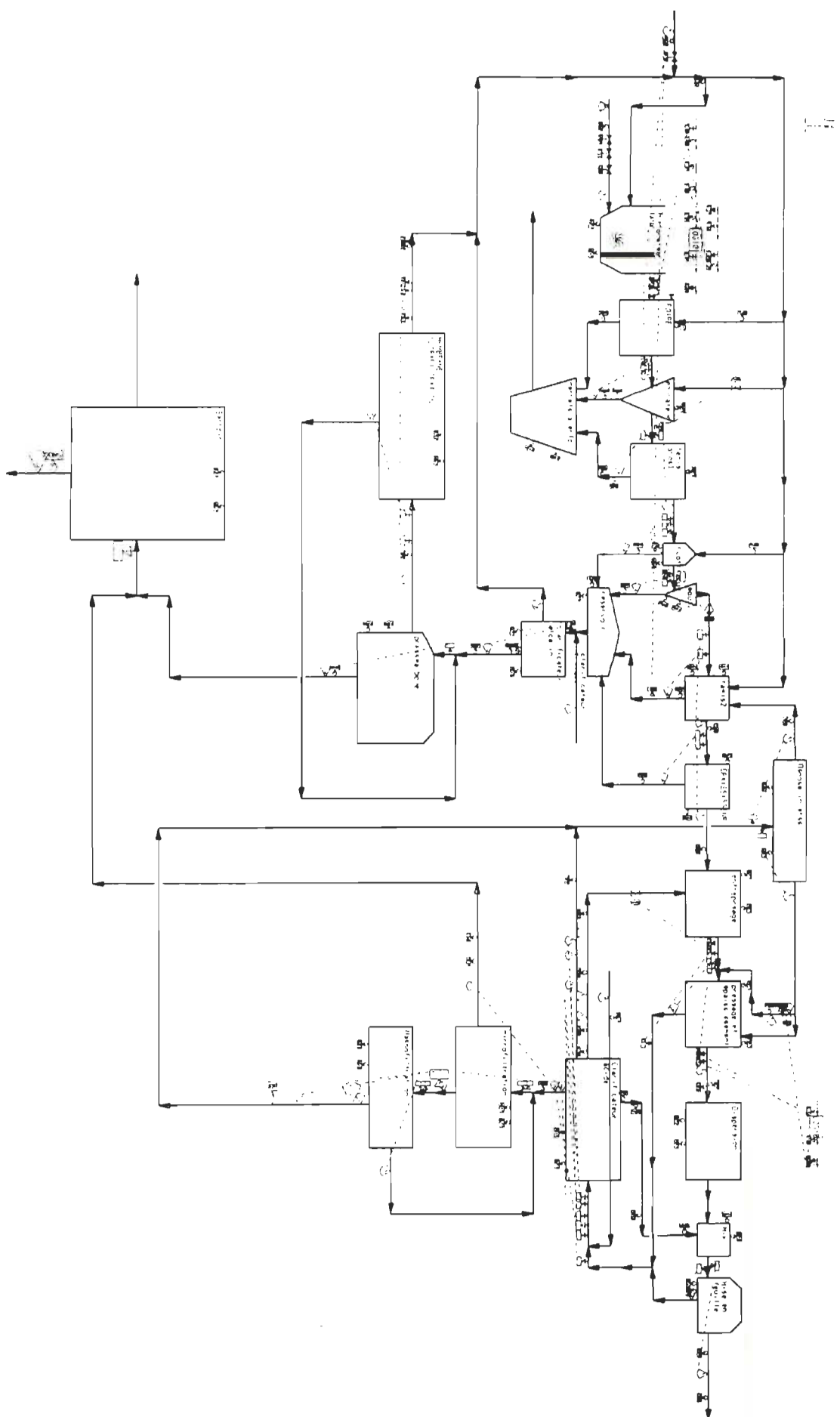
Free Unit Variables:

DUTY (*If TEMPERATURE is present*)
HEAT_LOSS (%) (*If TEMPERATURE is present*)

Calc. Variables:

None

Annexe 4
Diagramme du procédé simulé



Annexe 5
Résultats de simulation

!!19MAI2.DAT: 2000/05/30 13:06:19

PROCESS0

16

WATER

FIBRE

COARSE

ASH/INK

POLYMER

NaOH

BIOCIDE

H2SO4

SILICATE

SAVON

H2O2

DTPA

OH-

H+

OH--

TEMPERATURE

SIGNAL

-

SIGNAL

END

335

STREAM (PROCESS0)

FEED

0.000000000	4.042010000	0.07500000000	0.9090000000
0.000000000	0.02525786665	0.000000000	0.000000000
0.02482429888	0.02550000000	0.03781382443	0.008100000000
0.01558762367	0.000000000	0.03690556699	48.00000000

324

STREAM (PROCESS0)

OUT2

29.34354816	0.0006014899858	9.841699442E-16	0.001035550697
0.0001750970644	0.009381444171	0.000000000	0.000000000
0.02147203979	0.008120589140	0.01308614527	0.002579481267
0.005789961030	0.000000000	0.005887105956	47.99810078

324

STREAM (PROCESS0)

OUT1

560.3139577	0.01189063106	1.945572069E-14	0.02047144930
0.003461434277	0.1854565771	0.000000000	0.000000000
0.4244734471	0.1605331631	0.2386955523	0.05099286731
0.1144597691	0.000000000	0.1163801941	47.99810078

Triturateur TANK

STREAM (PROCESS0)

OVERFLOW

29.34354816	4.042601489	0.07500000000	0.9100355507
0.0001750970644	0.03463931082	0.000000000	0.000000000
0.04629633866	0.03362058914	0.05089996970	0.01067946127
0.02137758970	0.000000000	0.01269267295	47.99820878

Triturateur TANK

VARIABLE

DUTY

0.000000000

Triturateur TANK

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

421

STREAM (PROCESS0)

```

OUT2
    29.04414450      0.0005951352292      9.737737832E-16      0.001024611781
    0.0001732474476      0.009292344412      0.0000000000      0.0000000000
    0.02124522247      0.008034908272      0.01294791135      0.002552233226
    0.005723799472      0.0000000000      0.005824913219      47.99810078
421
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    532.2698132      0.01129549553      1.845194691E-14      0.01244683752
    0.003298186829      0.1761762327      0.0000000000      0.0000000000
    0.4032292246      0.1524993549      0.2457476410      0.04944065408
    0.1087309697      0.000001000      0.1105552759      47.99810078
POIRE
STREAM (PROCESS0)
OUT2
    0.08997170657      0.04102115012      0.067500000000      0.01012496729
    0.0003483445120      0.009629737520      0.0000000000      0.0000000000
    0.02170819586      0.009371014164      0.01345691104      0.002659029039
    0.005942405974      0.0000000000      0.005951643759      232.7517414
POIRE
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    56.29772095      4.002175474      0.007500000000      0.0009351952
    0.0000000000      0.03429291772      0.0000000000      0.0000000000
    0.04593337528      0.03329438325      0.05039097000      0.01057268645
    0.02116398320      0.0000000000      0.01256594741      47.51322670
POIRE
VARIABLE
DUTY
    0.0000000000
POIRE
VARIABLE
HEAT_LOSS
    0.0000000000
317
STREAM (PROCESS0)
OUT2
    442.0157075      0.009390179853      1.534806340E-14      0.01614934274
    0.002731626820      0.1463029843      0.0000000000      0.0000000000
    0.3348550013      0.1266400355      0.2040775462      0.04022693506
    0.09029404879      0.0000000000      0.09180901731      47.99810078
317
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    90.25410573      0.001915315973      3.133893510E-15      0.003297494778
    0.0005575600088      0.02987324937      0.0000000000      0.0000000000
    0.06837322334      0.02535331903      0.04167009479      0.008213819019
    0.01343692088      0.03000000000      0.01974625960      47.99810078
epurateur1
STREAM (PROCESS0)
OUT2
    0.08316237345      0.03264000000      0.007500000000      0.02278000000
    0.0000000000      3.655523623E-05      0.0000000000      0.0000000000
    6.702222595E-05      4.991605263E-05      7.375868918E-05      1.585568722E-05
    2.262224101E-05      0.0000000000      1.937559100E-05      49.00000000
epurateur1
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    146.4686643      3.971450790      3.133777959E-15      0.0914526900
    0.0005575600088      0.06412951080      0.0000000000      0.0000000000
    0.1141395764      0.05909278622      0.09198730611      0.01877064979

```

0.03957828184	0.0000000000	0.03129383042	47.81031438
epurateurl			
VARIABLE			
DUTY			
0.0000000000			
epurateurl			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.0000000000			
tamis gross			
STREAM (PROCESS0)			
OUT2			
0.1737933078	0.02160000000	0.0000000000	0.01628000000
0.0005575600088	7.530298664E-05	0.0000000000	0.0000000000
0.0001338947390	6.932080223E-05	0.0001079730384	2.201954901E-05
4.647412399E-05	0.0000000000	3.670739326E-05	45.00000000
tamis gross			
STREAM (PROCESS0)			
OUT1			
146.2948810	3.949950790	3.133777959E-15	0.0653726900
0.0000000000	0.06405420792	0.0000000000	0.0000000000
0.1140056917	0.05902346542	0.09187933307	0.01974863024
0.03953190771	0.0000000000	0.03125712302	47.81387362
tamis gross			
VARIABLE			
DUTY			
0.0000000000			
tamis gross			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.0000000000			
dechets a enfouir			
STREAM (PROCESS0)			
OUT1			
0.3469173878	0.09526115012	0.07500000000	0.04898496728
0.0009059045207	0.009740695793	0.0000000000	0.0000000000
0.02190909262	0.008490251018	0.01363964277	0.002696903275
0.006011502339	0.0000000000	0.006006726744	109.4386449
dechets a enfouir			
VARIABLE			
DUTY			
0.0000000000			
dechets a enfouir			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.0000000000			
321			
STREAM (PROCESS0)			
OUT2			
152.5921523	0.003238214863	5.298440730E-15	0.005575057461
0.000426639390	0.05050654737	0.0000000000	0.0000000000
0.1155982570	0.04371952698	0.07045141493	0.01389706157
0.03117120730	0.0000000000	0.03169420298	47.99810078
321			
STREAM (PROCESS0)			
OUT1			
289.4235551	0.006141964995	1.004962267E-14	0.01057428528
0.001787962981	0.09579643694	0.0000000000	0.0000000000
0.2192567443	0.08292150881	0.1336261313	0.02633977350
0.05912284149	0.0000000000	0.06011481433	47.99810078
FLOTTATEUR			

STREAM (PROCESS0)

OUT2

349.6258769	3.845592755	1.318340063E-14	0.4873469753
0.001797962991	0.1406140677	0.000000000	0.000000000
0.2293295779	0.002951173271	0.004593966653	0.0009374315119
0.08673245539	0.000000000	0.06237623674	48.66990199

FLOTTATEUR

STREAM (PROCESS0)

OUT1

87.09255927	0.1104000000	0.000000000	0.3886000000
0.000000000	0.01923657702	0.000000000	0.000000000
0.1039329581	0.1389938010	0.2209114977	0.04415097022
0.01197219333	0.000000000	0.02849570061	45.00000000

FLOTTATEUR

VARIABLE

DUTY

0.000000000

FLOTTATEUR

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

epur2

STREAM (PROCESS0)

OUT2

349.5843949	3.840072755	1.318340063E-14	0.4860069753
0.001797962991	0.1229678095	0.000000000	0.000000000
0.2298296349	0.002943552699	0.004593240817	0.0009365990945
0.07589175589	0.000000000	0.06273916532	49.66941273

epur2

STREAM (PROCESS0)

OUT1

0.04149195011	0.005520000000	0.000000000	0.001340000000
0.000000000	0.01764625822	0.000000000	0.000000000
0.0004999429366	2.620572886E-06	7.258365350E-07	8.324173366E-07
0.01089069999	0.000000000	0.0001370714181	45.00000000

epur2

VARIABLE

DUTY

0.000000000

epur2

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

reservoir

STREAM (PROCESS0)

OUT1

593.2207621	0.2499424009	4.087978131E-13	0.4301400000
0.002730626319	0.2092922497	9.331944676E-06	0.000000000
0.4464392059	0.1856193734	0.2959068959	0.05896144813
0.1291687390	0.000000000	0.1224024186	45.00000000

reservoir

VARIABLE

DUTY

0.000000000

reservoir

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

tamis2

STREAM (PROCESS0)

OUT2

```

519.1671997      3.716588569      5.298440730E-15      0.4714820327
0.002676987931      0.1222769629      0.0000000000      0.0000000000
0.3411097504      0.004126701240      0.006802293319      0.001310834517
0.07546552926      0.0000000000      0.09352361847      48.34648487

tamis2
STREAM PROCESS01
OUT1
14.36185147      0.1267224009      1.318340063E-14      0.02010000000
5.363388944E-03      0.05120193024      8.331944676E-06      0.0001000000
0.003367519956      0.04254071416      0.06824274421      0.01351293279
0.03160023460      0.0000000000      0.0009232833292      45.00000000

tamis2
VARIABLE
DUTY
0.0000000000

tamis2
VARIABLE
HEAT_LOSS
0.0000000000

Osmose inverse
STREAM PROCESS01
OUT2
32.23007263      0.002772000000      0.0000000000      0.009718499911
0.06883401842      0.0004529021953      0.0008248625229      0.03787834766
0.004944357809      3.351931189E-05      3.712232485E-05      1.064699917E-05
0.0002795186127      0.01477335681      0.001355633159      45.00000000

Osmose inverse
STREAM PROCESS01
OUT1
32.35251346      0.0000000000      0.0000000000      0.0000000000
0.0000000000      4.574769649E-06      8.331944676E-06      0.0000000000
4.994300818E-05      3.385688068E-07      3.749729783E-07      1.075464462E-07
2.823420330E-06      0.0000000000      1.369326423E-05      45.00000000

Osmose inverse
VARIABLE
DUTY
0.0000000000

Osmose inverse
VARIABLE
HEAT_LOSS
0.0000000000

EPAISSISSEUR
STREAM PROCESS01
OUT2
481.7248600      0.007200000000      5.298440730E-15      0.02010000000
0.002676987931      0.1212077779      0.0000000000      0.0000000000
0.3386387403      0.004082237513      0.006751928219      0.001286710745
0.07480566061      0.0000000000      0.09284613035      45.00000000

EPAISSISSEUR
STREAM PROCESS01
OUT1
37.44233965      3.709368569      0.0000000000      0.4513820327
0.0000000000      0.001069185017      0.0000000000      0.0000000000
0.002471010058      4.446372680E-05      5.035510114E-05      1.412377207E-05
0.0016598676496      0.0000000000      0.0006774891152      89.99779559

EPAISSISSEUR
VARIABLE
DUTY
0.0000000000

EPAISSISSEUR
VARIABLE

```

```

HEAT_LOSS
    0.0000000000
417
STREAM (PROCESS0)
FEED
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.07000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    40.0000000000
418
STREAM (PROCESS0)
OUT
    553.2207621    0.2498424109    4.087978131E-13    0.4301400000
    0.07273062692    0.0000000000    8.331944676E-06    0.0000000000
    0.4464392058    0.1856193734    0.2959068959    0.05896144923
    0.1291687390    0.0000000000    0.1224024196    44.99976083
entreposage
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    134.5311670    3.709388869    0.0000000000    0.4514820327
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.002471010058    4.446372680E-05    5.035510114E-05    1.412377207E-05
    0.0006598676496    0.0000000000    0.0006774881152    57.82179618
entreposage
VARIABLE
DUTY
    0.0000000000
entreposage
VARIABLE
HEAT_LOSS
    0.0000000000
464
STREAM (PROCESS0)
FEED
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.02162199269
    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.0000000000    0.002433152640    0.0000000000    40.0000000000
pressage et epaississement
STREAM (PROCESS0)
OUT2
    156.9292016    0.0000000000    0.0000000000    0.0000000000
    0.0000000000    0.001443478252    0.05082486252    0.0000000000
    0.007233686549    7.471283769E-05    8.377506098E-05    2.373231916E-05
    0.0002908701092    0.0000000000    0.001983309812    56.10153479
pressage et epaississement
STREAM (PROCESS0)
OUT1
    9.832037959    3.712160569    0.0000000000    0.4611975326
    0.06588401842    7.861196000E-05    0.0000000000    0.05950181697
    0.0001816813187    3.269200987E-06    3.702365010E-06    1.038452180E-06
    4.851696991E-05    0.02320710355    4.981282222E-05    45.0000000000
pressage et epaississement
VARIABLE
DUTY
    0.0000000000
pressage et epaississement
VARIABLE
HEAT_LOSS
    0.0000000000
613

```


STREAM (PROCESS0)

OUT

134.5311670	3.709388569	0.000000000	0.4514820327
0.000000000	0.001069185017	0.05000000000	0.02162199209
0.002471010058	4.446372680E-05	5.035510114E-05	1.412377207E-05
0.0006598676496	0.008433152640	0.0006774881152	57.91998045

Dispersion

STREAM (PROCESS0)

OUT1

9.832037959	3.712160569	0.000000000	0.4611975328
0.06583401842	7.861196000E-05	0.000000000	0.05950181597
0.0001816813137	3.269200987E-06	3.702365010E-06	1.038452090E-06
4.851696991E-05	0.00320710355	4.981282222E-05	45.00000000

Dispersion

VARIABLE

DUTY

0.000000000

Dispersion

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

Mix

STREAM (PROCESS0)

OUT1

79.83203796	3.712160569	0.000000000	0.4611975327
0.06583401842	0.002279445397	0.000000000	0.1624055157
0.01590060250	0.0001063367761	0.0001193230887	3.377757301E-05
0.001406809562	0.08334175211	0.004339592002	45.00000000

Mix

VARIABLE

DUTY

0.000000000

Mix

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

Mise en feuille

STREAM (PROCESS0)

OUT2

75.23264639	0.05544000000	0.000000000	0.1963100000
0.06583401842	0.001503544031	0.000000000	0.1590100420
0.01590060624	7.870268326E-05	8.832304961E-05	2.499968455E-05
0.0009279451070	0.06201744209	0.004356703193	45.38957987

Mise en feuille

STREAM (PROCESS0)

OUT1

4.599391572	3.656720569	0.000000000	0.2646875327
0.000000000	0.0007559012763	0.000000000	0.003393473640
1.053626166E-05	2.763408737E-05	3.100103905E-05	8.777388464E-06
0.0004789644549	0.001324310007	2.988908903E-06	40.00000000

Mise en feuille

VARIABLE

DUTY

0.000000000

Mise en feuille

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

451

STREAM (PROCESS0)

OUT

232.1618480	0.05544000000	0.000000000	0.1963100000
0.06583401842	0.002947019283	0.05082486252	0.1590100420
0.02312375278	0.0001534155260	0.0001720981106	4.873200371E-05
0.001818915216	0.06201744209	0.006340013005	52.62510733
609			
STREAM (PROCESS0)			
OUT			
232.1618480	0.05544000000	0.000000000	0.1963100000
0.3878340184	0.002947019283	0.05082486252	0.1590100420
0.02312375278	0.0001534155260	0.0001720981106	4.873200371E-05
0.001818915216	0.06201744209	0.006340013005	52.625099347
564			
STREAM (PROCESS0)			
FEED			
0.000000000	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.3220000000	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	0.000000000	0.000000000	45.00000000
581			
STREAM (PROCESS0)			
OUT			
40.95356439	0.05266800000	0.000000000	0.7459780100
0.32200000709	0.0005053184148	0.05554629784	0.03921543119
0.002152599093	1.940535159E-05	1.903224648E-05	6.164072365E-06
0.0003119686445	0.01529482201	0.0015901949045	555.4566693
Clarificateur acide			
STREAM (PROCESS0)			
OUT4			
33.79953192	0.002772000000	0.000000000	0.009715499901
0.06583394803	0.0004248292120	0.000000000	0.03473057353
0.005050632567	3.350863775E-05	3.758924144E-05	1.064392309E-05
0.0002621923241	0.01354569572	0.001384769871	45.00000000
Clarificateur acide			
STREAM (PROCESS0)			
OUT3			
97.08882731	0.000000000	0.000000000	0.0001000000000
0.000000000	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	0.000000000	0.000000000	45.00000000
Clarificateur acide			
STREAM (PROCESS0)			
OUT2			
71.00000000	0.000000000	0.000000000	9.999994449E-11
0.000000000	0.002223665826	0.000000000	0.1029030894
0.01592052122	0.0001040835484	0.0001167608993	3.306184195E-05
0.001372382347	0.04013643623	0.004365048398	45.00000000
Clarificateur acide			
STREAM (PROCESS0)			
OUT1			
31.27348979	0.05266800000	0.000000000	0.1864943300
0.32200000704	0.0002985242454	0.05082486252	0.02137137506
0.002152598993	1.582333976E-05	1.774796982E-05	5.026238663E-06
0.0001842405453	0.008335310137	0.0005901942361	101.2176442
Clarificateur acide			
VARIABLE			
DUTY			
0.000000000			
Clarificateur acide			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.000000000			

577

STREAM (PROCESS0)

OUT

64.58252440	0.002772000000	0.000000000	0.009715499900
0.06583394803	0.0004613222990	0.0008331944676	0.03737952966
0.005050632667	3.414075749E-05	3.791687850E-05	1.084471727E-05
0.0002647148369	0.01477334766	0.001384769926	45.00000000

microfiltration

STREAM (PROCESS0)

OUT2

0.4904963112	0.05266900000	0.000000000	0.1964946000
0.3220000709	0.0002620311534	0.04999166806	0.01222242398
0.002152599093	1.519122002E-05	1.752133277E-05	4.825444461E-06
0.0001617184362	0.007107119881	0.0005901949045	45.00000000

microfiltration

STREAM (PROCESS0)

OUT1

40.46306808	0.000000000	0.000000000	0.5594835000
0.000000000	0.0002432872464	0.005554629784	0.02099300721
6.641397636E-30	4.214131573E-06	1.510913716E-06	1.338627884E-06
0.0001501502083	0.009187703133	1.820923857E-30	564.6306057

microfiltration

VARIABLE

DUTY

0.000000000

microfiltration

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

Na₂SO₄ filtration

STREAM (PROCESS0)

OUT2

30.78299247	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	3.649308696E-05	0.0008331944676	0.003148951091
1.000000000E-10	6.321197360E-07	2.266370574E-07	2.007941826E-07
2.262253125E-05	0.001228155470	5.493556194E-11	45.00000000

Na₂SO₄ filtration

STREAM (PROCESS0)

OUT1

9.680075601	0.000000000	0.000000000	0.5594835000
0.000000000	0.0002067941594	0.004721435316	0.01784405613
1.000000000E-10	3.582011937E-06	1.294276659E-06	1.137833701E-06
0.0001276276771	0.006959547663	5.493556194E-11	2000.000000

Na₂SO₄ filtration

STREAM (PROCESS0)

OUT1

0.000000000

Na₂SO₄ filtration

VARIABLE

HEAT_LOSS

0.000000000

clarificateur alcalin

STREAM (PROCESS0)

OUT2

570.3890001	0.01249212005	2.043989065E-14	0.02150700000
0.003636531341	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.4402109318	0.000000000	0.000000000	0.000000000
0.000000000	0.000000000	0.1206947823	45.11647766

clarificateur alcalin

STREAM (PROCESS0)

OUT1

12.83176204	0.2373502909	3.883579224E-13	0.4086330000
0.06909409548	0.2092922497	8.331944676E-06	0.000000000
0.006228273985	0.1856193734	0.2959068959	0.05896144823
0.1291697390	0.000000000	0.001707636313	40.00000000
clarificateur alcalin			
VARIABLE			
DUTY			
0.000000000			
clarificateur alcalin			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.000000000			
397			
STREAM PROCESS1			
OUT			
15.33384423	0.2373502909	3.883579221E-13	0.4301400000
0.06909409548	0.4041312169	8.331944676E-06	0.000000000
0.01196484063	0.3542731347	0.5676886023	0.1125338197
0.2494179782	0.000000000	0.003280470842	38.52945769
314			
STREAM PROCESS1			
OUT			
582.5671173	0.01249212005	2.043988184E-14	0.02150700000
0.003636531341	0.1948400213	0.001000000	0.000000000
0.4459454869	0.1686537522	0.2717816976	0.05357236857
0.1202497302	0.000000000	0.1222673001	45.17772160
pressea boue			
STREAM PROCESS3			
OUT2			
14.68020502	0.000000000	0.001000000	0.02150700000
0.000000000	0.3896820526	0.001000000	0.000000000
0.01146411976	0.3373074822	0.5435633720	0.1071447301
0.2405003762	0.000000000	0.003143135252	45.00000000
pressea boue			
STREAM PROCESS1			
OUT1			
0.6536392124	0.2373502909	3.883579221E-13	0.4086330100
0.06909409548	0.01444916423	8.331944676E-06	0.000000000
0.0005007209697	0.01696565249	0.02410623031	0.065389089604
0.008917601954	0.000000000	0.0011372855904	-65.57756797
pressea boue			
VARIABLE			
DUTY			
0.000000000			
pressea boue			
VARIABLE			
HEAT_LOSS			
0.000000000			
MEMBRANE ULTRAFILTRATION			
STREAM PROCESS3			
OUT2			
2.532088380	0.000000000	0.001000000	0.02150700000
0.000000000	0.1948410263	0.001000000	0.000000000
0.005732059882	0.1686537411	0.2717816860	0.05357236504
0.1202501581	0.000000000	0.001571592626	31.31085083
MEMBRANE ULTRAFILTRATION			
STREAM PROCESS1			
OUT1			
12.17311966	0.000000000	0.001000000	0.000000000
0.000000000	0.1948410263	0.001000000	0.000000000
0.005732059882	0.1686537411	0.2717816860	0.05357236504

```

0.1202501881      0.000000000      0.001571592626      49.00000000
MEMBRANE ULTRAFILTRATION
VARIABLE
DUTY
      0.000000000
MEMBRANE ULTRAFILTRATION
VARIABLE
HEAT_LOSS
      0.000000000
419
STREAM (PROCESS0)
FEED
      6.090388522      0.000000000      0.000000000      0.000000000
      0.000000000      0.000000000      0.000000000      0.000000000
      0.000000000      0.000000000      0.000000000      0.000000000
      0.000000000      0.000000000      0.000000000      317.9396069
420
STREAM (PROCESS0)
OUT
      589.6575059      0.01249212005      2.043989064E-14      0.02156700000
      0.003636531341      0.1948406213      0.000000000      0.000000000
      0.4459454869      0.1686537522      0.2717816976      0.05357236857
      0.1202497302      0.000000000      0.1222673001      47.99810078
623
STREAM (SIGNAL)
FEED
      9.452993573
Secoir
STREAM (PROCESS0)
OUT2
      0.2999141093      0.2900182809      8.589992307E-12      0.5951275000
      0.3910941674      0.01397563562      0.04750000000      0.01731130279
      0.002520653964      0.01613180152      0.02293561406      0.005124219296
      0.008625366245      0.006751720466      0.0006911077092      -17.13650574
Secoir
STREAM (PROCESS0)
OUT1
      0.8442214153      0.000000000      0.000000000      0.000000000
      0.000000000      0.0007355597694      0.002500000000      0.0009111211990
      0.0001326659981      0.0008490421355      0.001207137582      0.0002696967524
      0.0004539666445      0.0003553537087      3.637408996E-05      -17.13649001
Secoir
VARIABLE
DUTY
      0.000000000
Secoir
VARIABLE
HEAT_LOSS
      0.000000000
273
STREAM (SIGNAL)
FEED
      0.0001203052626
589
STREAM (SIGNAL)
FEED
      3.523756365E-09
LOGIC 590
STREAM (SIGNAL)
OUT
      -9.452994127

```

```
592
STREAM (SIGNAL)
FEED
    1.623313031E-06
598
STREAM (SIGNAL)
FEED
    1.214570793E-06
600
STREAM (SIGNAL)
FEED
    1.000000000E-14
602
STREAM (SIGNAL)
FEED
    2.937983824E-06
LOGIO 612
STREAM (SIGNAL)
OUT
    -3.919715411
614
STREAM (SIGNAL)
FEED
    3.919715411
616
STREAM (PROCESS0)
OUT
    1.144135524      0.2900182809      3.883579221E-13      0.5981275000
    0.3910941669      0.01471119539      0.05000000000      0.01922242898
    0.002653319962      0.01698084371      0.02414275164      0.005393915048
    0.009079320617      0.007107098456      0.0007274810513      -17.13650574
END
```